

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO,  
GAS NATURAL Y PETROQUÍMICA**



**“IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE REDUCCIÓN DEL  
CONTENIDO DE AZUFRE DEL COMBUSTIBLE DIESEL EN  
REFINERÍA CONCHÁN”**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO PETROQUÍMICO**

**PRESENTADO POR:**

**CARLOS JOSÉ MÁRQUEZ QUISPE**

**PROMOCIÓN 2012-II**

**LIMA-PERÚ**

**2015**

## DEDICATORIA

**A Dios:** Por guiarme constantemente durante toda mi vida: académica y ahora profesional.

**A mi familia:** Por siempre apoyarme y confiar en mis decisiones, desde mi etapa académica hasta ahora profesional, aun cuando decidí cambiarme de carrera profesional, una y otra vez.

**A mi tío Pablo Quispe:** Por ser quien me incentivó a estudiar la carrera de Ingeniería en la mejor Universidad que pueda enseñarlo, y ahora que me apoya y asesora desde el cielo.

**A mi tío Juan Mansilla:** Por haber sido un gran apoyo en mi etapa escolar, universitaria y profesional, y ahora que me sigue apoyando y bendiciendo desde el cielo.

## AGRADECIMIENTOS

**A mi Asesor de Tesis:** Por su paciente y constante apoyo durante este largo camino del avance de la Tesis Profesional.

**A mis profesores de la Facultad:** Por sus sabias enseñanzas y consejos durante las clases de la carrera en estos cinco cortos años.

**A mis amigos de la Facultad:** Por las experiencias, amanezcas y momentos de compañerismo compartidos durante estos cinco arduos años de estudio en mi “Alma Máter”.

**A PETROPERÚ S.A.:** En especial, a mis ex supervisores: David, Daniel, Ángel, Julio, Juan y Víctor, por compartir sus experiencias y conocimientos durante la práctica pre-profesional realizada en esta Empresa; y a mis ex compañeros de trabajo quienes me apoyaron a culminar esta Tesis.

## SUMARIO

La presente Tesis analiza la viabilidad técnico-económica del Proyecto de “Implementación de una Unidad de Desulfurización de Diesel en Refinería Conchán-PETROPERÚ S.A.”; la cual tercerizará la construcción y operación del proceso de Producción de Hidrógeno necesario para la Hidrodesulfurización del Diesel.

Actualmente, la política medioambiental exige la comercialización de Diesel de bajo azufre (*ULSD: Ultra Low sulfur Diesel*) mediante la Ley N° 28694: “Ley que regula el contenido de azufre en el combustible Diesel”; esto exige a modernizar el actual esquema de refinación de las refinerías del país, en especial la Refinería Conchán, que representa para la empresa PETRÓLEOS DEL PERÚ S.A. una posición estratégica en su actual esquema de refinación y comercialización de combustibles a nivel nacional.

Refinería Conchán satisface su porcentaje de demanda de Diesel en el mercado local mediante la importación de ULSD y la compra local a Pluspetrol de MDDBS (*Medium Distillate Blending Stock*), los cuales son mezclados con el Diesel producido en su refinería para luego comercializar ULSD con 50 ppm (partes por millón por volumen) de azufre.

La Implementación de la Unidad de Desulfurización de Diesel permitirá dar valor agregado al diesel producido en Refinería Conchán y así comercializarlo a precio internacional de ULSD.

El dimensionamiento de la Unidad de Desulfurización de Diesel se realizó al proyectar la producción de Diesel de Refinería Conchán durante todo el horizonte del Proyecto (2015-2025). Para ello se tiene un dimensionamiento de 3.0 MBPD, el cual consumirá 1.3 MMSCFD de Hidrógeno de la Planta tercerizada.

Para el proceso de Desulfurización de Diesel, se ha seleccionado la tecnología Haldor Topsoe principalmente por su flexibilidad de operación y su presencia en la región latinoamericana y nacional; y en el caso de Producción de Hidrógeno se recomienda que se seleccione la tecnología Haldor Topsoe-*Convective Reforming* por la poca área utilizada que ofrece en comparación con otras tecnologías.

La evaluación técnica se basa en el Modelamiento Cinético de la desulfurización de los compuestos azufrados presentes en el Diesel, obtenido mediante el software de solución numérica POLYMATH. De acuerdo a estos resultados es viable la obtención de ULSD hasta con un contenido de 10 ppm de azufre.

La evaluación económica se efectuó en base a la diferencia de la utilidad neta de dos esquemas de estudio: el actual esquema de *blending* del Diesel de alto azufre producido con ULSD y MDBS, y el nuevo esquema con la unidad de Desulfurización de Diesel de 3.0 MBPD y compra de Hidrógeno.

La rentabilidad del proyecto fue evaluada por medio de la tasa interna de retorno (TIR), el valor actual neto (VAN) y el periodo de recuperación de la inversión (PAYOUT), siendo estos de 29.17%, 27.68 MMUSD y 4 años con 6 meses, respectivamente, lo cual indica que el proyecto resulta atractivo desde los puntos de vista técnico y económico.

## ÍNDICE

<b>DEDICATORIA</b>	<b>i</b>
<b>AGRADECIMIENTOS</b>	<b>ii</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>iii</b>
<b>ÍNDICE</b>	<b>v</b>
<b>CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b>	<b>Pág. 1</b>
1.1. Problemática Actual.	Pág. 1
1.2. Formulación del Problema.	Pág. 3
1.3. Justificación.	Pág. 4
1.4. Objetivos:	Pág. 5
1.4.1. Objetivo General.	Pág. 5
1.4.2. Objetivos Específicos.	Pág. 5
1.5. Hipótesis.	Pág. 5
1.6. Variables del Estudio.	Pág. 5
1.7. Exclusiones del Estudio.	Pág. 6
<b>CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO</b>	<b>Pág. 7</b>
2.1. La Refinación del Petróleo.	Pág. 7
2.1.1. La Refinación en el país.	Pág. 7
2.1.2. Principales Refinerías en el país:	Pág. 9
2.1.2.1. Refinería Talara.	Pág. 9
2.1.2.2. Refinería La Pampilla.	Pág. 11
2.1.2.3. Refinería Conchán.	Pág. 12
2.1.3. Actual Esquema de Refinación en Refinería Conchán:	Pág. 13

2.1.3.1. Unidad de Destilación Primaria.	Pág. 14
2.1.3.2. Unidad de Destilación al Vacío.	Pág. 19
2.1.3.3. Procesamiento de Diesel.	Pág. 22
2.2. Proceso de Producción de Hidrógeno.	Pág. 23
2.2.1. Materia Prima: Gas Natural.	Pág. 23
2.2.2. Proceso de Reformado de Metano con Vapor.	Pág. 24
2.2.2.1. Química del Reformado de Metano con Vapor.	Pág. 24
2.2.2.2. Descripción del Proceso.	Pág. 26
2.3. Proceso de Desulfurización de Diesel.	Pág. 33
2.3.1. Diesel B5 S-50.	Pág. 33
2.3.1.1. Propiedades físico-químicas del Diesel.	Pág. 34
2.3.1.2. Especificaciones técnicas del Diesel	Pág. 37
2.3.1.3. El azufre presente en el Diesel.	Pág. 39
2.3.2. Proceso de Hidro-Desulfurización de Diesel.	Pág. 40
2.3.2.1. Química del Proceso.	Pág. 41
2.3.2.2. Variables del Proceso.	Pág. 45
2.3.2.3. Termodinámica de la Hidro-Desulfurización.	Pág. 54
2.3.2.4. Cinética de la Hidro-Desulfurización.	Pág. 56
2.3.2.5. Catalizadores de la Hidro-Desulfurización.	Pág. 61
2.4. Marco Legal y Ambiental.	Pág. 68
2.4.1. Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles.	Pág. 68
2.4.1.1. D. S. N° 091-2009-EM.	Pág. 69
2.4.1.2. D. S. N° 061-2010-EM.	Pág. 69

2.4.2. Ley que regula el contenido de azufre en el combustible Diesel.	Pág. 70
2.4.2.1. D. S. N° 092-2009-EM.	Pág. 71
2.4.2.2. R. M. N° 139-2012-MEM-DM.	Pág. 73
2.4.3. Política Integrada de Gestión de la Calidad, ambiente, Seguridad y Salud Ocupacional.	Pág. 73
2.4.4. Plan de Abandono.	Pág. 75
2.4.4.1. Plan de Cierre Fase de Construcción.	Pág. 75
2.4.4.2. Plan de Cierre Fase de Operación.	Pág. 76
<b>CAPÍTULO III: ESTUDIO DE MERCADO</b>	<b>Pág. 78</b>
3.1. Análisis de la Demanda.	Pág. 78
3.1.1. Definición de la Demanda.	Pág. 78
3.1.2. Demanda Histórica.	Pág. 80
3.1.3. Demanda Proyectada.	Pág. 84
3.2. Análisis de la Oferta.	Pág. 87
3.2.1. Definición de la Oferta.	Pág. 87
3.2.2. Oferta Histórica.	Pág. 88
3.2.3. Oferta proyectada.	Pág. 89
3.3. Balanza comercial de Diesel.	Pág. 92
3.4. Dimensionamiento de Unidad de Desulfurización de Diesel.	Pág. 96
<b>CAPÍTULO IV: EVALUACIÓN TÉCNICA.</b>	<b>Pág. 97</b>
4.1. Tecnologías-Producción de Hidrógeno.	Pág. 97
4.1.1. Haldor Topsoe.	Pág. 97

4.1.2. Haldor Topsoe-HCTR.	Pág. 99
4.1.3. Foster Wheeler.	Pág. 101
4.1.4. Linde	Pág. 103
4.2. Tecnologías-Desulfurización de Diesel.	Pág. 104
4.2.1. Haldor Topsoe.	Pág. 104
4.2.2. Axens.	Pág. 106
4.2.3. UOP.	Pág. 108
4.3. Selección de Tecnologías.	Pág. 109
4.3.1. Producción de Hidrógeno.	Pág. 110
4.3.2. Desulfurización de Diesel.	Pág. 112
4.4. Modelamiento cinético de la Desulfurización de Diesel.	Pág. 113
4.5. Dimensionamiento de la Unidad de Producción de Hidrógeno.	Pág. 118
4.6. Servicios Auxiliares.	Pág. 120
<b>CAPÍTULO V: EVALUACIÓN ECONÓMICA.</b>	<b>Pág. 121</b>
5.1. Capital de Inversión.	Pág. 122
5.1.1. Capital fijo.	Pág. 122
5.1.2. Capital de trabajo.	Pág. 124
5.2. Costo total del producto.	Pág. 124
5.2.1. Costos directos de producción.	Pág. 125
5.2.2. Gastos fijos.	Pág. 127
5.2.3. Gastos generales de la Planta.	Pág. 128
5.2.4. Gastos de Administración.	Pág. 129

5.3. Ingresos del Proyecto.	Pág. 129
5.4. Esquema con Proyecto.	Pág. 131
5.5. Evaluación Económica.	Pág. 132
5.6. Análisis de Sensibilidad.	Pág. 133
<b>CAPÍTULO VI: CONCLUSIONES</b>	<b>Pág. 135</b>
<b>CAPÍTULO VII: RECOMENDACIONES</b>	<b>Pág. 137</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.</b>	<b>Pág. 138</b>
<b>ANEXOS.</b>	<b>Pág. 140</b>

## CAPÍTULO I

### PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

#### 1.1. Problemática Actual:

La política medioambiental en cuanto a los contaminantes de los hidrocarburos cada vez va siendo más drástica, afectando considerablemente a las refinerías que se ven obligadas a generar cambios o analizar nuevas tecnologías con el fin de cumplir tales normas. En un mundo donde el petróleo va elevando su costo de producción y genera combustibles cada vez con mayor contenido de contaminantes como lo son los óxidos de azufre, nitrógeno, entre otros; se busca implementar nuevas tecnologías que vayan acorde con los nuevos estándares de calidad ambiental, como uno de ellos que es el proceso de Desulfurización de Diesel.

Es así como la política medioambiental tuvo cambios y se generó la Ley N° 28694: “Ley que regula el contenido de azufre en el combustible Diesel”, la cual prohíbe la comercialización para el consumo interno de combustible Diesel cuyo contenido de azufre sea superior a las 50 partes por millón por volumen y la importación de Diesel N° 1 y Diesel N° 2 con niveles de concentración superiores a 2500 ppm.

En el Perú, la demanda de Diesel ha tenido un gran crecimiento debido al auge del sector minero por el uso de tal combustible para su transporte pesado terrestre. Refinería Conchán mediante su Planta de Ventas Conchán, que abastece principalmente a gran parte del departamento de Lima y Pasco mediante transferencias a Planta de Ventas Pasco; está sujeto a la adecuación de su actual esquema de refinación para el cumplimiento de los nuevos estándares de calidad y

así mantener su nivel de participación de mercado, de acuerdo a sus Objetivos Anuales y Quinquenales de la Empresa.



Figura 1-1: Sistema de distribución de combustibles a nivel nacional.

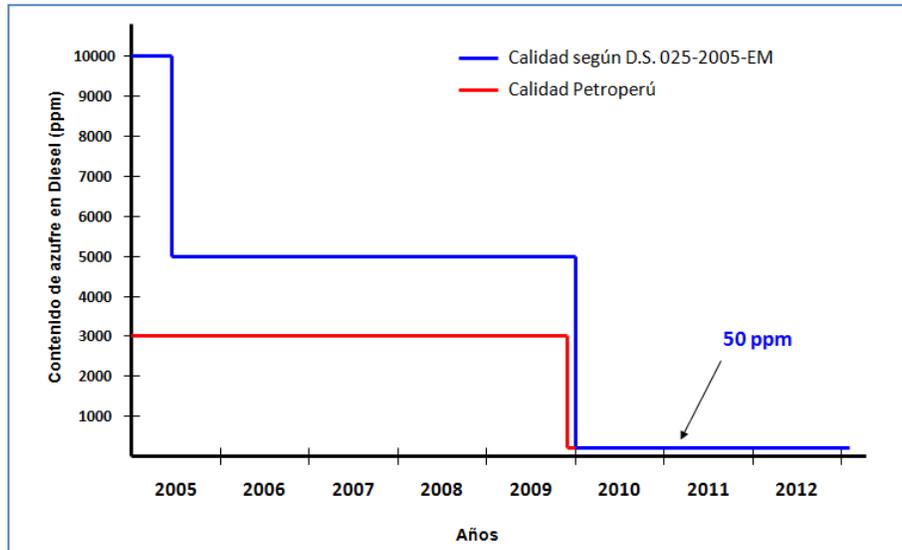
Fuente: Ministerio de Energía y Minas.

En la Figura 1-1, se aprecia el actual sistema de distribución de combustibles, en el cual Planta de Ventas Conchán abastece de diesel y gasolinas a Planta de Ventas Pasco mediante transferencias vía férrea y camiones cisternas.

## **1.2. Formulación del Problema:**

El principal problema en cuanto al Diesel obtenido de forma convencional en la refinería es su elevado porcentaje de contaminantes, principalmente su contenido de azufre; por lo que se han dado cambios en los actuales esquemas de refinación como con el “Proyecto Modernización de Refinería Talara”, en el cual uno de sus principales objetivos es disminuir la cantidad de azufre en el Diesel según normas internacionales de protección y cuidado medioambiental.

Actualmente, Refinería Conchán al no contar con un esquema de desulfurización de Diesel, se ve en la necesidad de importar Diesel de Bajo Azufre (*ULSD: Ultra Low Sulfur Diesel*) y recibir Destilado Medio de Condensado de Gas Natural (*MDBS: Medium Distillate Blending Stock*) de Camisea para realizar *blending* con su Diesel producido; y así cumplir la normativa medioambiental establecida (ver Figura 1-2). En caso de contar con una unidad de Desulfurización de Diesel, se podría dar un mayor valor agregado al Diesel producido, el cual actualmente contiene más de 50 ppm de azufre.



**Figura 1-2: Calidad de Diesel según D.S 025-2005-EM y ofrecida por PETROPERÚ S.A.**  
**Fuente: PETROPERÚ S.A.**

### 1.3. Justificación:

El desarrollo del presente tema de investigación analiza principalmente la viabilidad técnica y económica de la Implementación de una Unidad de Desulfurización de Diesel, la cual consumirá el Hidrógeno necesario para el proceso de Hidrodesulfurización de una Planta construida y operada por una empresa tercera.

Los resultados técnicos y económicos de la investigación definirán si es viable la ejecución del mismo para dar inicio a la posible contratación de un Estudio de Ingeniería Básica para el mencionado Proyecto.

## **1.4. Objetivos:**

### **1.4.1. Objetivo General:**

- ✓ Maximizar el margen de contribución del Diesel B5-S50 (Biodiesel con contenido de azufre menor a 50 ppm) que comercializa Operaciones Conchán.

### **1.4.2. Objetivos Específicos:**

- ✓ Analizar el comportamiento del consumo de Diesel en las zonas de influencia de Refinería Conchán y estimar su proyección de oferta durante el horizonte del Proyecto.
- ✓ Evaluar la reducción de costos de producción mediante la Implementación de una unidad de Desulfurización de Diesel.
- ✓ Analizar la viabilidad técnica y económica del Proyecto.

## **1.5. Hipótesis:**

Mediante la implementación de una unidad de desulfurización de diesel comercialmente viable en la Refinería Conchán, para producir Diesel de Ultra Bajo Azufre (ULSD, por sus siglas en inglés); se maximizará el margen de ganancia del Diesel S-50 que actualmente comercializa Operaciones Conchán.

### **1.6. Variables del Estudio:**

Las principales variables que se analizan a lo largo del presente Estudio son las siguientes:

- ✓ El comportamiento de la demanda de Diesel en la zona de influencia.
- ✓ Inversión necesaria para la implementación de la unidad de Hidrodesulfurización.
- ✓ Reducción de costos operativos en el actual esquema de refinación.
- ✓ Costos incrementales en el esquema de refinación propuesto.

### **1.7. Exclusiones del Estudio:**

El presente Estudio a nivel de Pre-Factibilidad no incluye en su desarrollo:

- ✓ Construcción y operación de la Planta de Producción de Hidrógeno.
- ✓ Diagramas de instrumentación del proceso.
- ✓ Lay Out en detalle de la Refinería Conchán con la Implementación del mencionado Estudio.
- ✓ Simulación del Proceso de Tratamiento de Gases Ácidos.

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1. La Refinación de Petróleo.

##### 2.1.1 La Refinación en el país.

Actualmente en el Perú existen siete Refinerías de Petróleo, de las cuales cinco son propiedad del Estado a través de PETROPERÚ S.A; sin embargo, una de estas cinco (Refinería Pucallpa) se encuentra actualmente bajo un contrato de alquiler a una empresa privada; mientras que las otras dos son operadas por empresas privadas, tal como se muestra a continuación:

- ✓ Petróleos del Perú - Refinería Talara.
- ✓ Petróleos del Perú - Refinería Conchán.
- ✓ Petróleos del Perú - Refinería Iquitos.
- ✓ Petróleos del Perú - Refinería El Milagro.
- ✓ Maple Gas Corporation del Perú - Refinería Pucallpa.
- ✓ Repsol YPF - Refinería La Pampilla.
- ✓ Pluspetrol Norte S.A. - Refinería Shivyacu.

Las refinerías mencionadas se encuentran ubicadas estratégicamente a lo largo del territorio peruano, con el fin de abastecer gran parte de la demanda total de combustibles del país, tal como se muestra en la Figura 2-1. Refinería Shivyacu no aparece por el hecho de que produce combustibles que son usados para su propia operación y no para la comercialización.

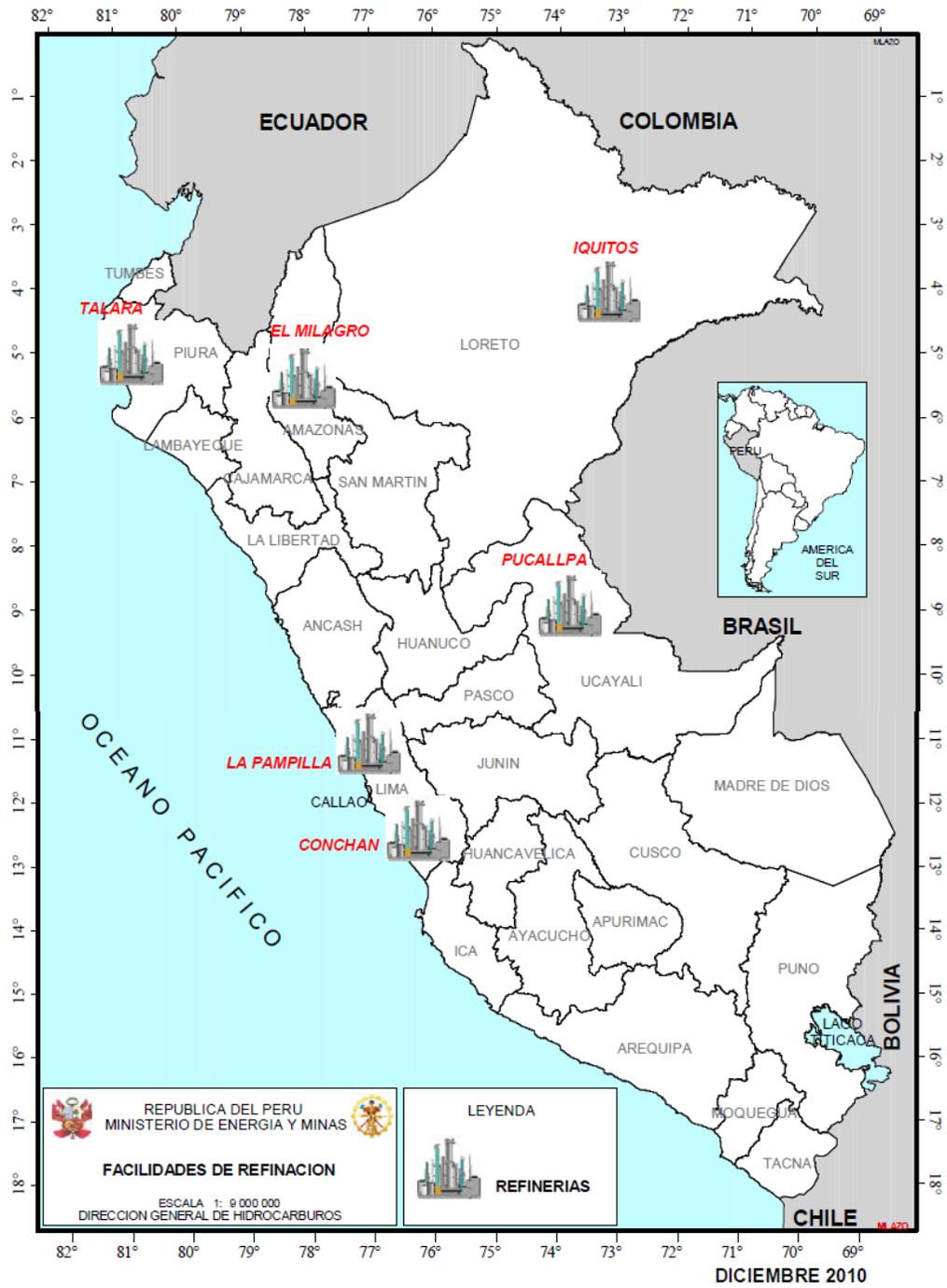


Figura2-1: Facilidades de Refinación de Petróleo a nivel nacional.

Fuente: Ministerio de Energía y Minas.

## **2.1.2. Refinerías en el País:**

### **2.1.2.1. Refinería Talara.**

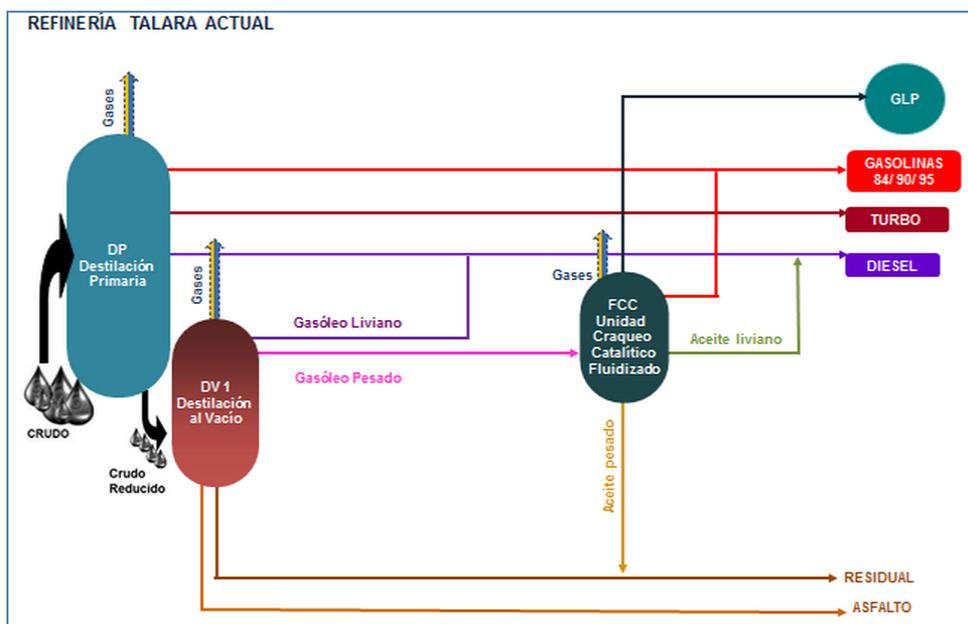
Refinería Talara se localiza en la ciudad de Talara, en Piura. Está instalada sobre un área de 128,9 hectáreas y actualmente cuenta con una capacidad de procesamiento de 65 MBPD, lo que la hace la segunda de mayor producción del país después de Refinería La Pampilla.

Desarrolla actividades de refinación y comercialización de hidrocarburos en el mercado nacional e internacional. Elabora gas doméstico GLP, gasolina para motores, solventes, turbo A-1, Diesel 2, petróleos industriales y asfaltos de calidad de exportación, tal como se muestra en la Figura 2-2, mediante sus procesos de Destilación Primaria, Destilación al Vacío, Craqueo Catalítico Fluidizado y Mercox.

Actualmente se tiene en ejecución el Proyecto de Modernización de Refinería Talara, el cual comprende la ampliación y modernización de las instalaciones industriales permitiendo principalmente:

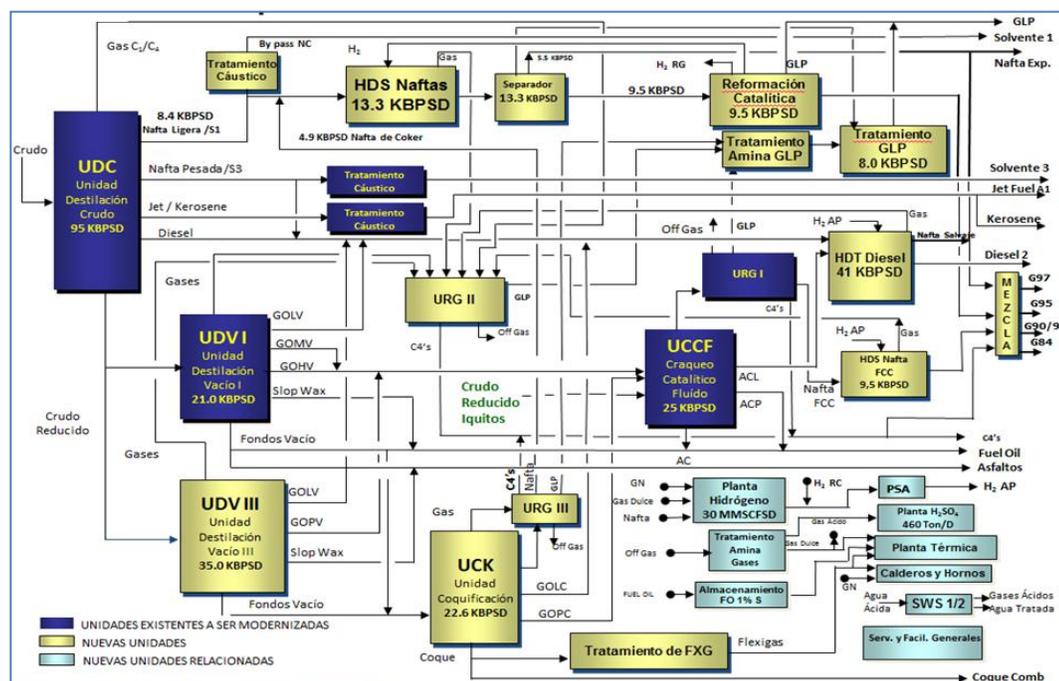
- ✓ Incrementar la capacidad de procesamiento de la Refinería en más del 45 % de su capacidad actual (de 65 a 95 MBPD).
- ✓ Desulfurizar los combustibles producidos (Diesel, Gasolina).
- ✓ Procesar crudos pesados de la selva peruana.

Entre los nuevos procesos que se implementarán mediante el presente Proyecto se tienen: Hidrotratamiento de Gasolinas, Hidrotratamiento de Diesel, Planta de Amina, Planta de Ácido Sulfúrico, Planta de Hidrógeno, entre otros.



**Figura 2.2: Diagrama Actual de Procesos de Refinería Talara.**

Fuente: PETROPERU S.A.



**Figura 2-3: Diagrama de Procesos de Refinería Talara-PMRT**

Fuente: PETROPERU S.A.

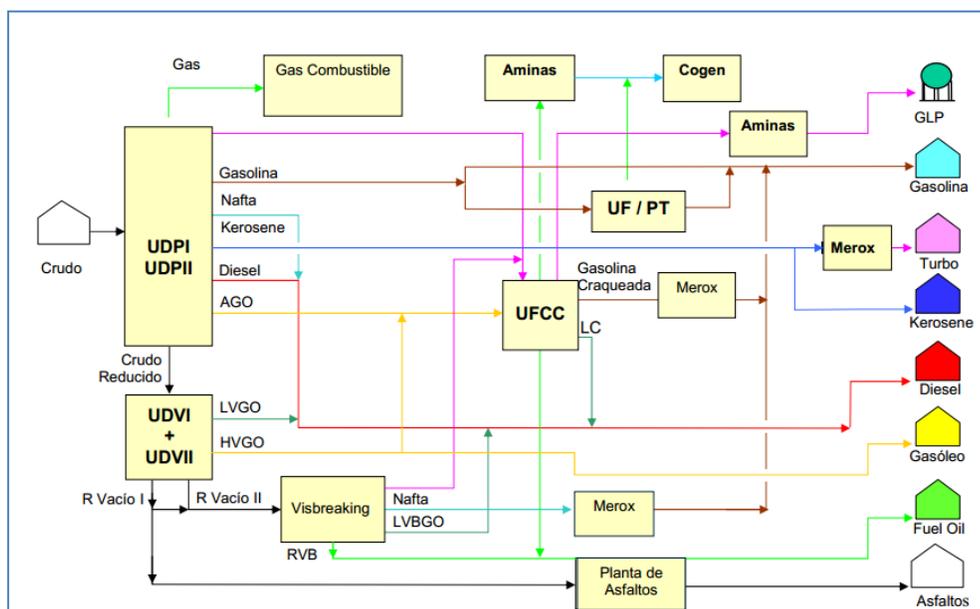
### **2.1.2.2. Refinería La Pampilla.**

Refinería La Pampilla se ubica en el distrito de Ventanilla, provincia del Callao. Cuenta con una capacidad de refinación de 102 MBPD y el principal abastecimiento de la refinería se realiza con crudos importados, especialmente de Ecuador, Venezuela, Colombia y Nigeria.

Entre sus principales procesos se tiene Destilación Primaria, Destilación al Vacío, Craqueo Catalítico Fluidizado, Reformación Catalítica, Visbreaking, Desulfurización de Gasolina y Merox, como lo muestra la Figura 2-4. Adicionalmente, cuenta con una planta de Cogeneración para el autoabastecimiento de energía eléctrica del 80% de la refinería; ésta cuenta con una turbina que genera 10 MW de potencia eléctrica a partir del gas combustible sub-producto del proceso, además de una caldera de recuperación de calor de los gases de escape.

Actualmente, Refinería La Pampilla lleva a cabo su proyecto RLP-21: “Adecuación a Nuevas Especificaciones de Combustibles”; el cual consiste en la construcción de nuevas unidades de proceso que permitirán la producción de combustibles diesel con bajo contenido de azufre y de esta manera adecuarse a la Ley N° 28694.

Entre las nuevas unidades de proceso a implementarse se tienen principalmente la de Hidrotratamiento de Destilados Medios, Planta de Aminas y Recuperación de Azufre, Hidrotratamiento de Gasolinas y Producción de Hidrógeno.



**Figura 2-4: Diagrama del Proceso de Refinería La Pampilla.**

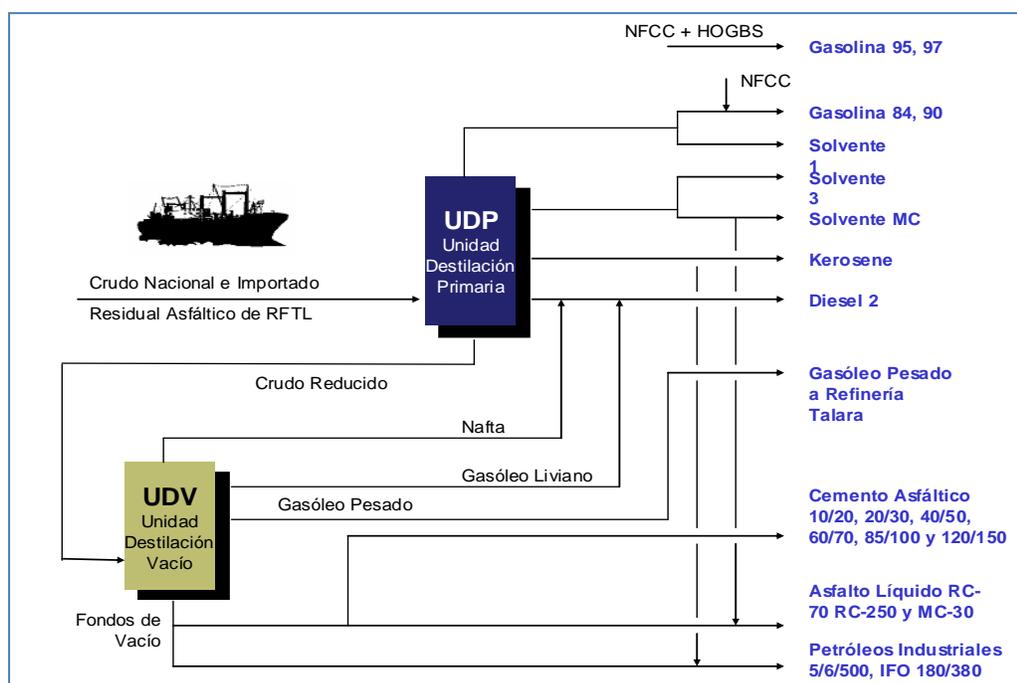
**Fuente: RELAPASA.**

### 2.1.2.3. Refinería Conchán:

Refinería Conchán está construida sobre un terreno de 50 hectáreas, a orillas del mar, en el kilómetro 26,5 de la carretera Panamericana Sur, en el distrito de Lurín, departamento de Lima.

Refinería Conchán procesa, destila y almacena productos como gasolinas para motores, solventes, Diesel, petróleos industriales y Asfaltos de calidad de exportación, mediante sus proceso de Destilación primaria, Destilación al Vacío y Tratamiento Merox (ver Figura2-5). Cabe resaltar que la capacidad de la Unidad de Destilación Primaria ha sido ampliada de 13.500 a 15.500 barriles por día, y la Unidad de Destilación al Vacío pasó de 4.400 a 10.000 barriles por día.

Puede almacenar hasta 840.000 barriles. Cuenta con un amarradero submarino para atender buques tanque de hasta 75.000 DWT, con tres líneas submarinas para productos negros, blancos y químicos.



**Figura 2-5: Diagrama del Proceso de Refinería Conchán.**

**Fuente: PETROPERÚ S.A.**

### 2.1.3. Actual Esquema de Refinación de Refinería Conchán:

Refinería Conchán posee dos unidades principales de procesamiento, tal como se muestra en la Figura 2-5., Destilación Primaria y Destilación al Vacío, las cuales son descritas a continuación:

### **2.1.3.1. Unidad de Destilación Primaria.**

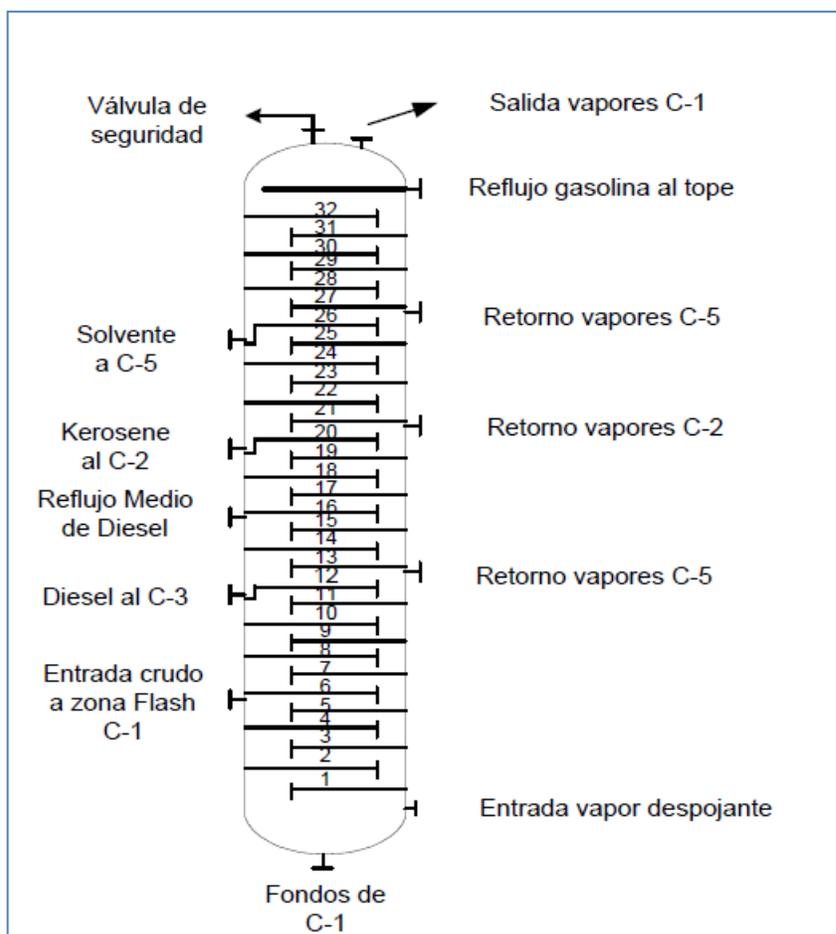
El objetivo principal de la Destilación Primaria es separar los diferentes cortes del crudo procesado en función a su temperatura de ebullición en una columna de fraccionamiento. Una columna de destilación típica usada en el fraccionamiento de petróleo es un cilindro de acero ubicado en posición vertical, de 2 a 25 pies de diámetro y de 10 a 120 pies de altura, de acuerdo a la capacidad de procesamiento.

En el interior de la torre se encuentran desde 3 hasta 60 bandejas colocadas en posición horizontal y generalmente colocadas a espacios equidistantes una de otra. El espaciamiento en los platos es generalmente de 2 pies. Se deja un espacio de 5 a 7 pies para las salidas laterales y de 3 pies en la cabeza de la columna para evitar la salida de líquido en la corriente de tope. En el fondo de la columna se deja libre un espacio de aproximadamente 7 pies para variaciones de nivel.

Como el tope de la columna trabaja a bajas temperaturas que permite la condensación de compuestos corrosivos, normalmente los 4 platos superiores y el domo son de monel y los platos acumuladores para salidas laterales están hechos de acero al carbono o de acero al carbono pasivado.

La sección de fondo de la columna puede estar recubierta con acero inoxidable con 11 a 13% de Cr para prevenir corrosión a altas temperaturas. Para estas altas temperaturas se aumenta la resistencia de las bridas de las boquillas a 300# y se utiliza con 1 a 1 ¼ % de Cromo y ½ % de Molibdeno.

Refinería Conchán utiliza las copas de burbujeo en cada plato de la columna para el fraccionamiento del crudo, la configuración de los platos de la columna de Destilación Primaria se muestra en la Figura 4-8.



**Figura 4-8: Columna de Destilación Primaria-Refinería Conchán.**  
**Fuente: Manual de Operaciones-Refinería Conchán.**

El crudo ingresa a la zona de vaporización a la temperatura deseada para poder separar las fracciones (650 °F aprox.), en ella ocurre una disminución de presión vaporizando súbitamente todos los componentes livianos y ascendiendo a través de cada plato de burbujeo donde se encuentra en contracorriente con el líquido que desciende internamente por la columna y que constituye el reflujo interno.

En cada plato se da la transferencia de masa entre los componentes que conforman los vapores de hidrocarburos que ascienden y el líquido condensado que desciende, los componentes volátiles arrastran la parte volátil del líquido del plato y ascienden con el vapor al plato superior y los menos volátiles condensan en el líquido y son arrastrados hacia el siguiente plato inferior.

El calor que se requiere para destilar es suministrado parcialmente por el intercambio entre las corrientes de alimentación y las corrientes de los productos extraído en intercambiadores de calor. La temperatura requerida se completa en los Hornos de proceso. Para separar los varios productos entre sí, el líquido debe ser calentado y vaporizado, condensado y revaporizado varias veces, de manera que cada vez la separación de productos sea mayor. Para esto se han establecido los reflujos quienes proveen la corriente de reflujo interno además de conservar la energía calorífica dentro del proceso.

Se sacan varios productos de la columna de destilación a diferentes alturas llamados cortes laterales y se usan como alimentación a unas columnas pequeñas llamadas strippers (desorbedores o despojadores).

En la sección de fondos de la columna típicamente hay 5 o 6 platos, y al igual que en los strippers, se usa vapor sobrecalentado para desorber los ligeros y minimizar el arrastre de diesel o gasóleo atmosférico en la corriente de crudo reducido. La experiencia indica que la temperatura de fondos de la columna es 20 a 40°F más baja que la temperatura de alimentación a la zona flash. La cantidad de vapor despojante usado es de 10 Lbs de vapor por Bbl de fondo.

En la siguiente Figura se muestra el esquema de procesos de la Unidad de Destilación Primaria de Refinería Conchán:

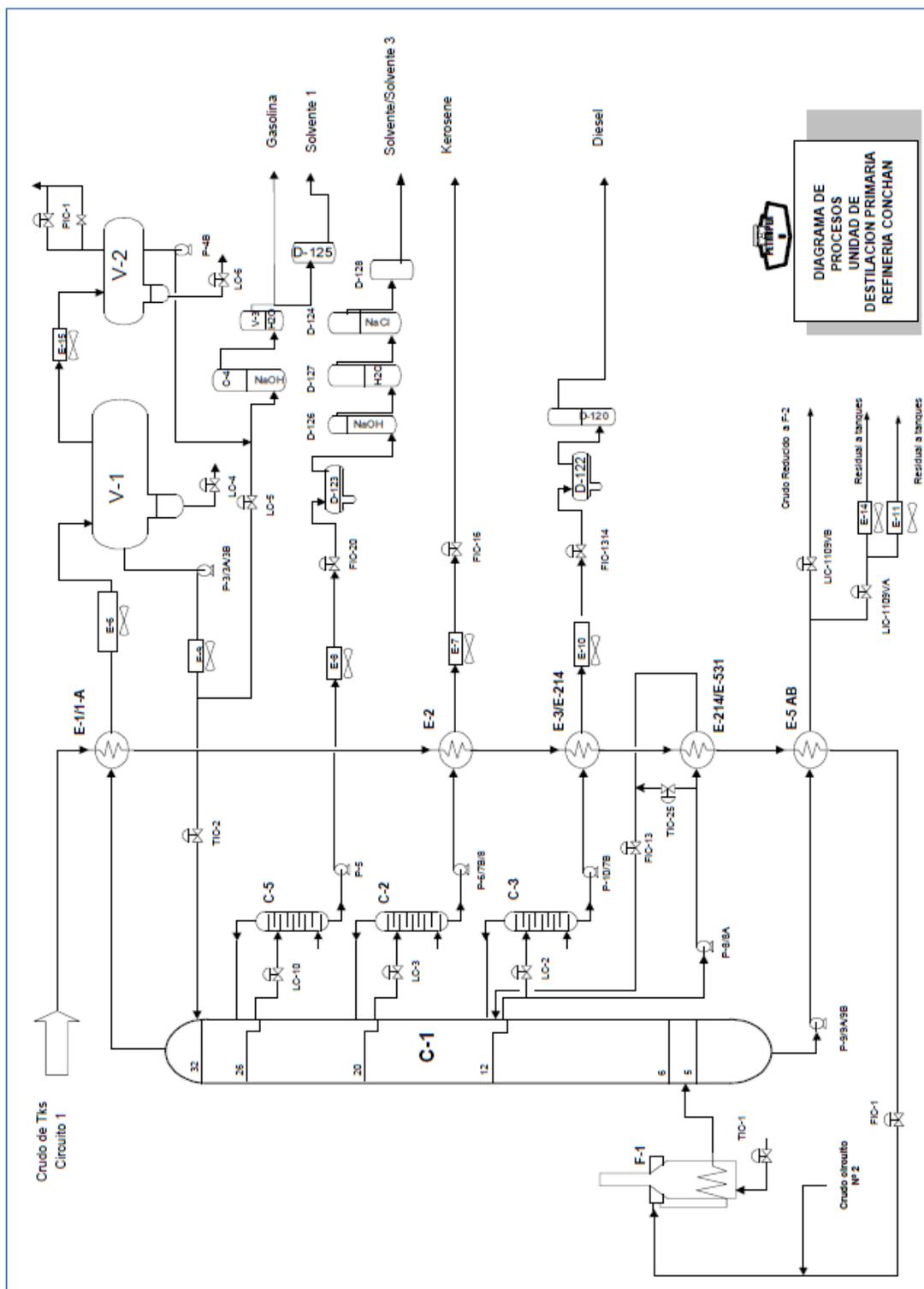


Figura 2-9: Diagrama de Procesos- Destilación Primaria - Refinería Conchán.

Fuente: Manual de Operaciones-Refinería Conchán.

### **2.1.3.2. Unidad de Destilación al Vacío.**

El objetivo principal de la Destilación al Vacío es recuperar las fracciones de gasóleo remanentes en el residuo atmosférico provenientes de la Unidad de Destilación Primaria.

El crudo reducido de los fondos de la UDP pasa por una serie de intercambiadores, con el fin de precalentar el crudo dirigido hacia la UDP, luego es enviado hacia el horno de Destilación al Vacío para incrementar su temperatura desde los 520 °F hasta los 660-700°F.

El crudo reducido calentado en el Horno va hacia la zona flash de la columna de Destilación al Vacío donde es separado en vapor y líquido, y aunque los componentes ligeros y pesados no pueden ser separados completamente ya que aun no han sido rectificadas, una gran cantidad de los componentes más ligeros que tienen presiones de vapor mayores, serán separados en los vapores, mientras que los productos más pesados con presiones de vapor menores, estarán contenidos en el líquido.

Los componentes más ligeros (gases incondensables, vapor de agua y nafta) son extraídos del tope de la torre por medio de un eyector que opera con vapor de 200 psig sobrecalentado como agente de aspiración. La columna de destilación al vacío trabaja a una presión típica de 2 psia, la cual es generada con el eyector mencionado.

Adicionalmente en la UDV se obtiene gasóleo liviano, gasóleo pesado y fondos de vacío; este último sale de la columna a una temperatura de 580-630°F, el cual después de precalentar al crudo reducido que va hacia la UDV, tiene una línea de retorno de fondos que se usa cuando las condiciones de operación lo exijan. Este *quench* de enfriamiento permite minimizar posibles reacciones de craqueo térmico (menos formación de coque) en los fondos. En la siguiente Figura se muestra el Diagrama de Proceso de la Unidad de Destilación al Vacío.

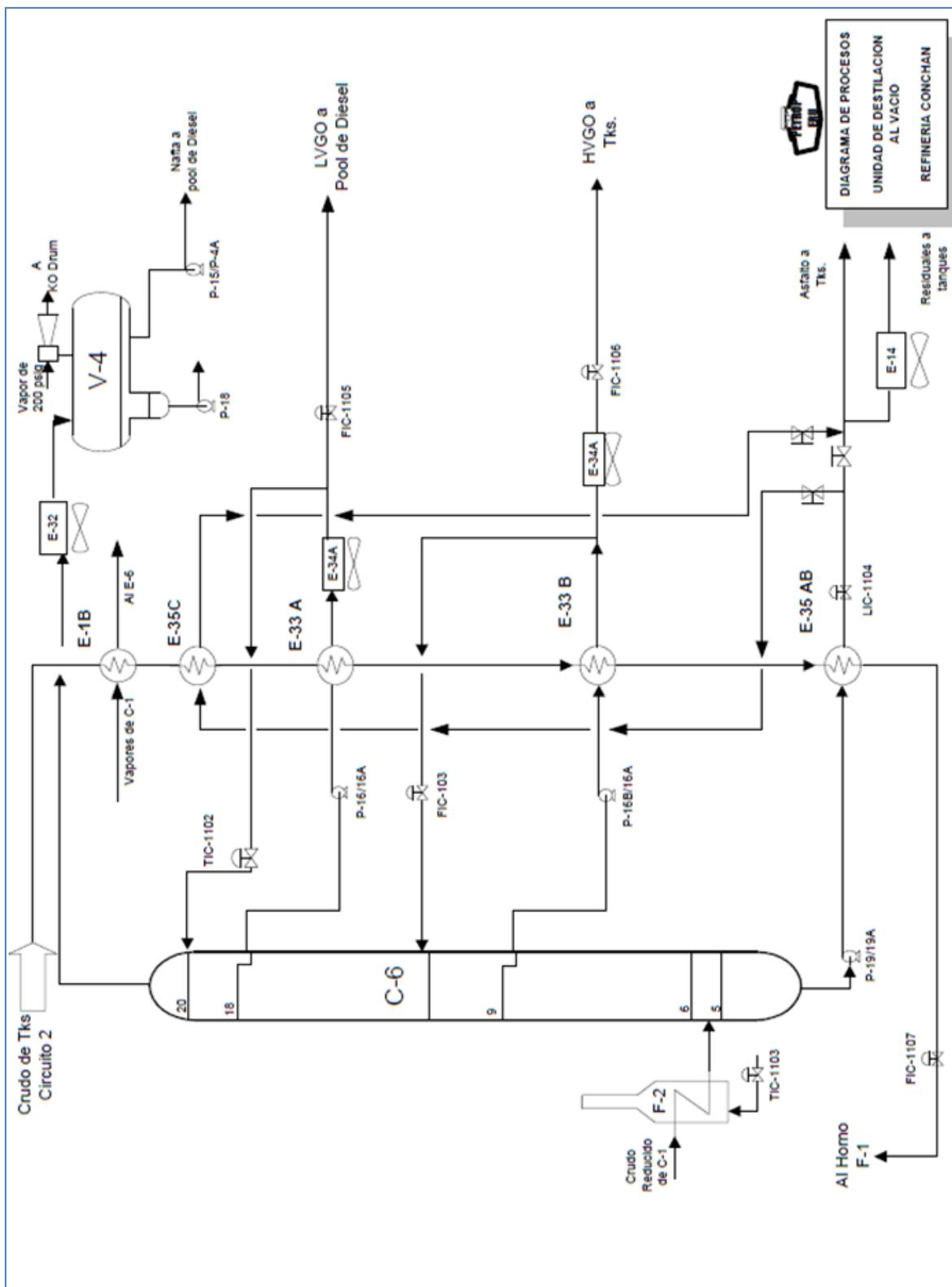
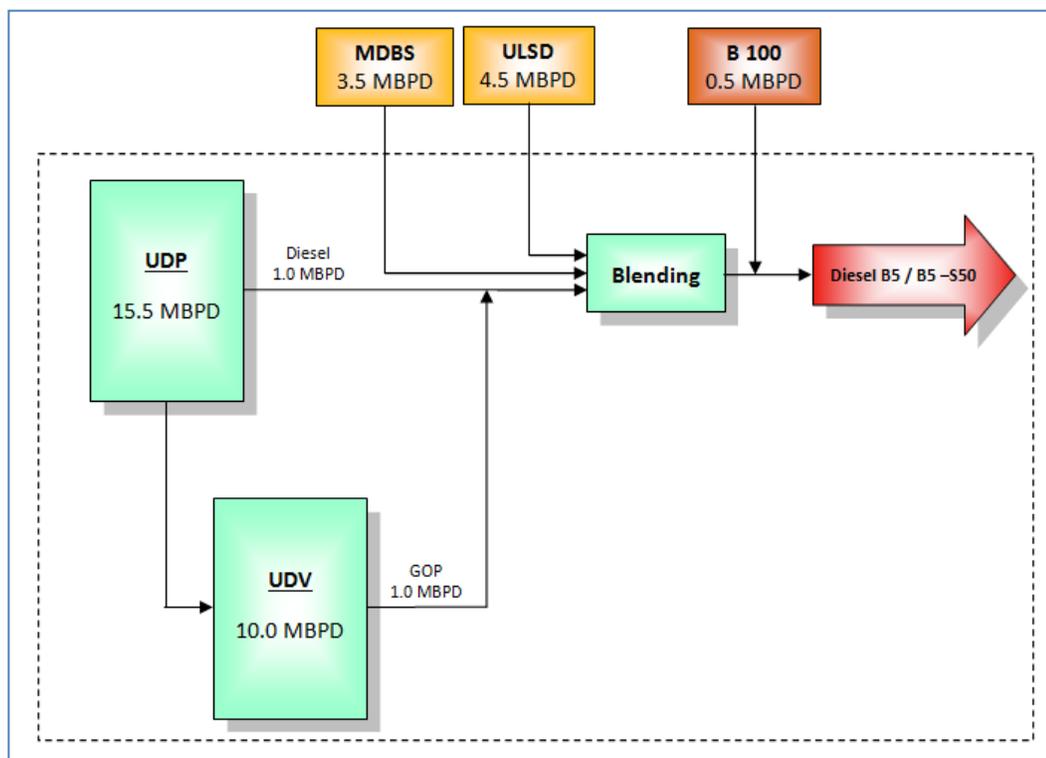


Figura 2-10: Diagrama de Procesos - Destilación al Vacío - Refinería Conchán.

Fuente: Manual de Operaciones-Refinería Conchán.

### 2.1.3.3. Procesamiento de Diesel.

A partir de abril del 2014 se opera con la nueva Columna de Destilación Primaria, la cual tiene una capacidad de 15.5 MBPD, mediante esta se obtiene una corriente de Diesel aproximada de 1.0 MBPD. Además, mediante la nueva columna de Destilación al Vacío de 10.0 MBPD se obtiene una corriente aproximada de Gasóleo Pesado (GOP) de 1.0 MBPD, la cual se mezcla con la importación de ULSD y la compra de MDBS para la formulación del Diesel B5 y Diesel B5-S50, tal como se muestra en la Figura 2-11.



**Figura 2-11: Esquema Actual de Procesamiento de Diesel - Refinería Conchán**  
Elaboración propia.

## 2.2. Proceso de Producción de Hidrógeno.

En el presente sub-capítulo se estudia y analiza la materia prima, química y descripción del proceso de la Planta de Producción de Hidrógeno que será construida en las instalaciones de Refinería Conchán. Cabe resaltar que esta será construida y operada mediante una empresa tercera.

### 2.2.1. Materia Prima: Gas Natural

La producción de Hidrógeno se puede realizar a partir de diversas materias primas: hidrocarburos (gas natural, GLP, nafta, fuel-oil, residual, etc.), carbón, biomasa y agua. Para el desarrollo de la presente Tesis se analiza como fuente principal al Gas Natural proveniente de los campos de Camisea.

La composición del Gas Natural seco distribuido en la red de distribución de Lima y Callao, proveniente del City Gate, son:

**TABLA 2.1.: COMPOSICIÓN DE GAS NATURAL-CAMISEA.**

Composición	% Mol
Metano	88.432
Etano	10.457
Propano	0.1064
i-Butano	0.0000
n-Butano	0.0002
i-Pentano	0.0000
n-Pentano	0.0000
C6+	0.0006
Nitrógeno	0.7586
Oxígeno	0.2444
BTU/SCF	1,083.
Gravedad Específica	0.6124

**Fuente: PETROPERÚ S.A.**

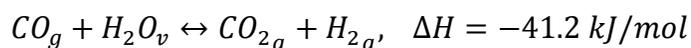
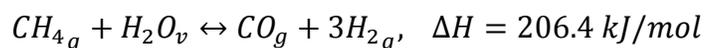
### 2.2.2. Proceso de Reformado de Metano con Vapor:

Este y los demás actuales procesos de producción de hidrógeno se inician en la producción de *syngas* (gas de síntesis), la cual es una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono. La cantidad obtenida de cada uno depende la tecnología del proceso, la carga de alimentación, así como de las condiciones de operación.

El proceso de reformado catalítico con vapor se usa para convertir el metano presente en el gas natural a gas de síntesis mediante una reacción con vapor de agua en un catalizador principalmente a base de níquel, el cual sucede generalmente entre temperaturas de 800°C y 1000°C (1500-1800°F) y presiones entre 8 y 25 bars (100-350 psig).

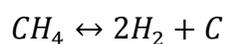
#### 2.2.2.1. Química del Reformado de Metano con Vapor:

Las reacciones químicas que ocurren en el proceso de reformado de metano con vapor son:



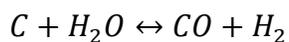
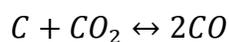
De las cuales, la primera es la reacción de reformado de metano con vapor (*steam methane reforming reaction*), mientras la segunda es la reacción de conversión gas-agua (*water gas shift reaction*).

La reacción principalmente ocurre a aproximadamente 1600° F (870 °C) sobre un catalizador de níquel, el cual está dentro de los tubos del horno reformador. Debido a las altas temperaturas de operación, los hidrocarburos pasan por una serie de reacciones de craqueo, como la mostrada a continuación:



La formación de carbón es perjudicial para la operación de reformación debido a que el carbón sólido se depositará en la superficie del catalizador, inhibiendo su rendimiento, eventualmente taponeando los tubos y posteriormente creando una caída de presión excesiva.

Durante una operación normal, las reacciones de formación de carbón y remoción de carbón deberían estar en equilibrio. Estas reacciones son las siguientes:



### 2.2.2.2. Descripción del Proceso:

Actualmente el proceso de reformado de metano con vapor incorpora la tecnología PSA (*Pressure Swing Adsorption*) en vez de la tecnología de absorción con amina para separar el dióxido de carbono del hidrógeno deseado.

Las actuales plantas de producción de hidrógeno que utilizan la tecnología PSA normalmente utilizan sólo un reactor de conversión gas-agua, dado que la pureza del hidrógeno está en función con el rendimiento de la unidad PSA.

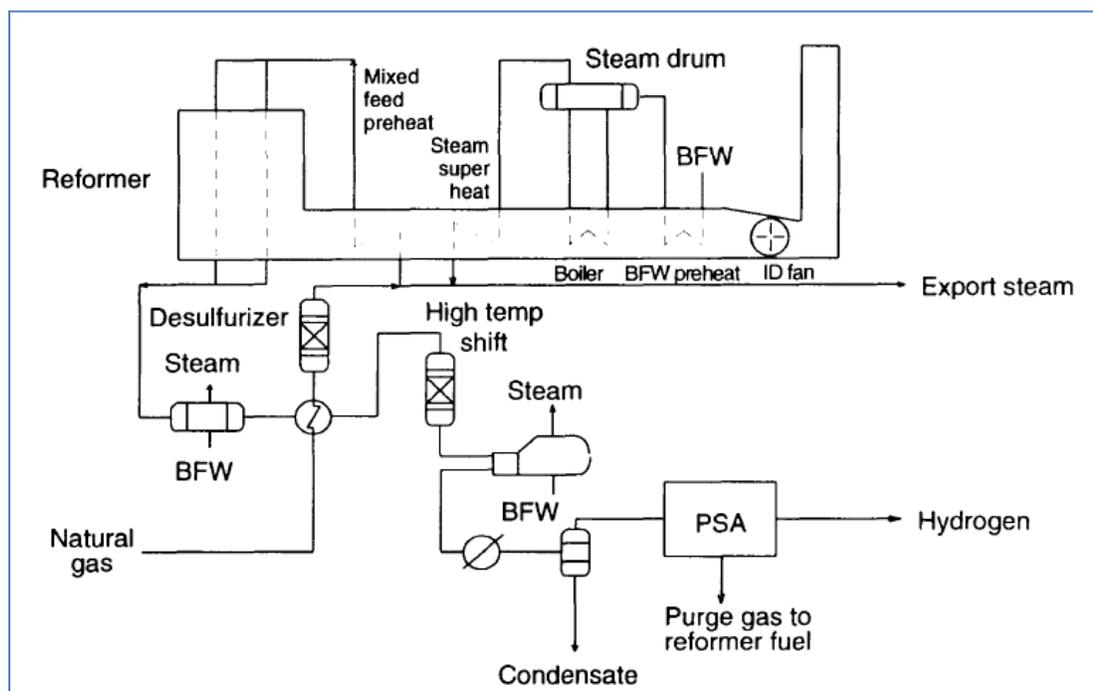
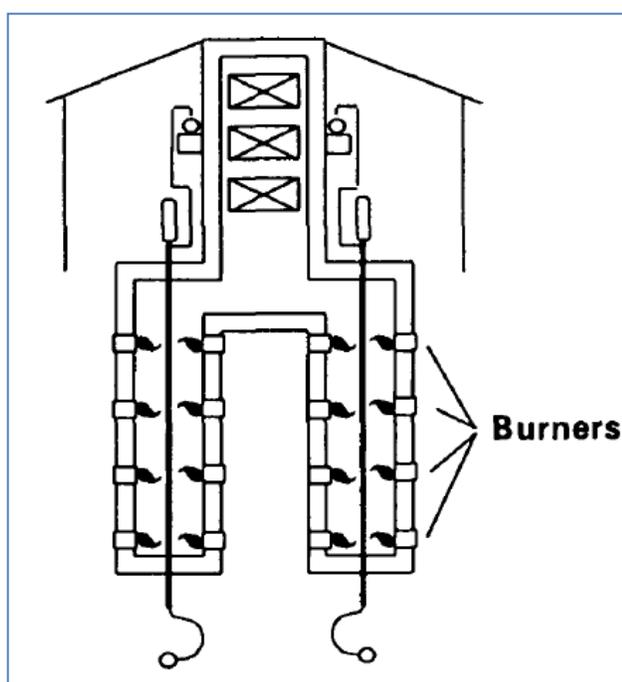


Figura 2-12: Reformado de metano con vapor con Separación PSA.

Fuente: Industrial Gases in Petrochemical Processes, Harold Gunardson.

**Horno Reactor:** El reformador es un reactor químico de fuego directo, el cual consiste de numerosos tubos localizados en una caja de fuego (*firebox*) que están llenos de catalizador, que es donde se da la conversión del hidrocarburo y el vapor de agua. El calor necesario para esta reacción endotérmica se da mediante los quemadores en la caja de fuego, el cual se transfiere al catalizador que llena los tubos del reactor mediante una combinación de radiación y convección.



**Figura 2-13: Configuración del Horno Reactor *side fired*.**

**Fuente: Industrial Gases in Petrochemical Processes, Harold Gunardson.**

Para reformadores pequeños que producen menos de 10 MMPCD de gas de síntesis, son generalmente diseñados como un horno cilíndrico. Para este dimensionamiento de reactores se utiliza principalmente el diseño de quemadores *side fired* mostrado en la Figura 2-13.

El catalizador típico para este proceso es de 5/8 x 5/8 x 3/8 pulgadas. Los anillos Rashig contienen 16-20% de Ni (Níquel) como NiO (óxido de níquel) soportado en aluminato de calcio, alúmina o titanato aluminato de calcio. El NiO es reducido a Ni en presencia de vapor antes de ser utilizado.

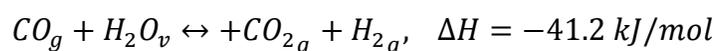
Para este proceso, el gas rico en metano es precalentado mediante el gas de combustión del reformador o el gas de síntesis. Luego este ingresa al reactor de Desulfurización (en caso se requiera) con el fin de asegurar la remoción de H<sub>2</sub>S y otros compuestos azufrados hasta una especificación de 0.1 ppm. Tal como se vio en la caracterización del gas natural, este no contiene H<sub>2</sub>S, por lo que no se requerirá la instalación de un reactor de Desulfurización.

Luego el vapor de agua se añade a la corriente de gas con el fin de obtener la relación específica de vapor de agua/carbono (*S/C ratio*) para que luego sea precalentada antes de ingresar al reformador.

La relación vapor/carbono (*S/C: Steam to Carbon ratio*) es la relación de moles de vapor por los átomos de carbono presentes en la carga de alimentación al reformador. Como el exceso de vapor es necesario para prevenir la formación de carbón y evitar la desactivación del catalizador, las relaciones actuales de S/C para el reformado con vapor de metano varían entre 3.5 y 5.0.

El metano es convertido a hidrógeno y óxidos de carbono en el reformador. El gas es enfriado hasta 340-455°C (645-850°F) para luego ingresar al reactor de conversión agua-gas de alta temperatura (*HTS: High Temperature Shift Reactor*).

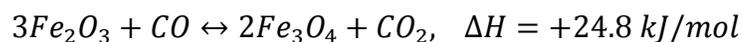
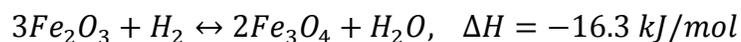
La reacción de conversión gas-agua para producir dióxido de carbono e hidrógeno es reversible y exotérmica.



En una reacción exotérmica como ésta, la constante de equilibrio, K, incrementa con un decremento de la temperatura. De acuerdo al Principio de Le Chatelier, un decremento en la temperatura de reacción dirigiría la reacción de conversión a generar más calor, por lo tanto favorecer la producción de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>.

Esta reacción en el HTS reactor se logra mediante la estimulación de cobre, en un lecho de catalizador a base de cromo y hierro. El cromo actúa como un estabilizador y previene la sinterización de óxido de hierro.

La condición normal de operación es con una temperatura de entrada de 335-360°C (635-680°F) y a un aumento de temperatura de 55-65°C (100-120°F). Para activar el catalizador se necesita que sea parcialmente reducido de hematita (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) al estado de magnetita (Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>) con gas del proceso y vapor mediante las siguientes reacciones:



A pesar que el catalizador debe ser reducido para estar activo, la mezcla de los gases constituyentes que ingresan al HTS deben ser monitoreados con el fin de evitar la sobre-reducción, que puede dañar al catalizador. Como la planta de producción de hidrógeno usa una relación de S/C baja el catalizador HTS tiene mayor potencial de ser sobre-reducido y catalizar la reacción Fischer-Tropsch que convierte CO y H<sub>2</sub> a hidrocarburos y agua. Se puede evitar este caso siempre y cuando se trabajen con relaciones S/C mayores a 2.8.

La tecnología PSA (*Pressure Swing Adsorption*) se utiliza ampliamente para la recuperación de hidrógeno del proceso de generación de gas de síntesis. A altas presiones parciales los tamices moleculares sólidos pueden adsorber grandes cantidades de componentes gaseosos a diferencia de otros.

La tabla 2.2 muestra la relación cualitativa para impurezas típicas presentes en una corriente rica en hidrógeno, en la cual se muestra que el hidrógeno es adsorbido menos fuertemente y que la intensidad de la adsorción de los otros gases incrementa con el aumento del peso molecular, por lo que al utilizar esta tecnología para la purificación de hidrógeno del gas de síntesis se puede obtener hidrógeno de alta pureza, a diferencia de tecnologías anteriores.

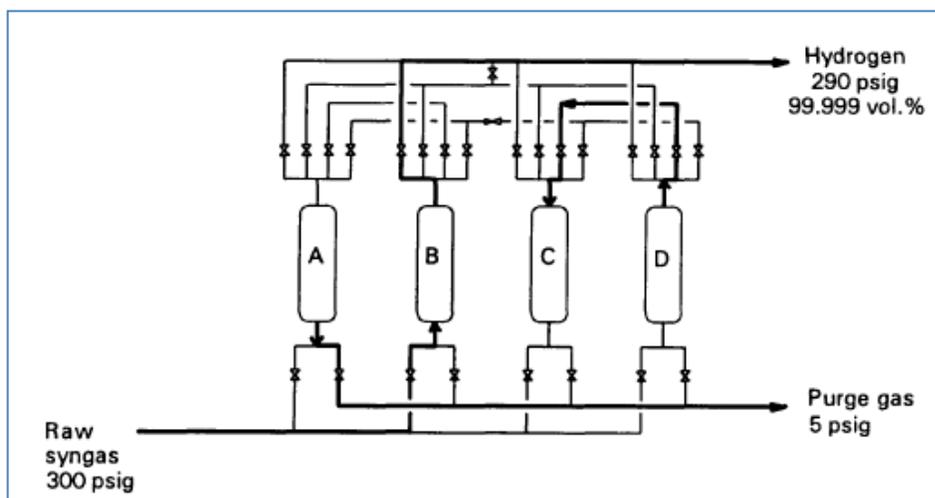
El proceso PSA ocurre en un tamiz molecular adsorbente en un recipiente vertical donde la corriente rica en hidrógeno fluye hacia arriba, permitiendo que las impurezas sean adsorbidas a la vez que se va saturando el lecho del tamiz. Este proceso sucede con múltiples recipientes, los cuales operan en modo batch; mientras uno se encuentra en modo de adsorción, el otro se encuentra en regeneración, la cual se logra mediante la despresurización y la purga de la corriente del hidrógeno de alta pureza, tal como se aprecia en la Figura 2-14.

**TABLA 2.2.: INTENSIDAD RELATIVA DE ADSORCIÓN**

Component	Not adsorbed	Light adsorption	Intermediate adsorption	Heavy adsorption
Hydrogen	■			
Helium	■			
Oxygen		■		
Nitrogen		■		
Argon		■		
Carbon monoxide			■	
Methane			■	
Ethane			■	
Carbon dioxide			■	
Propane			■	
Ethylene			■	
Propylene				■
Butane				■
Pentane				■
H <sub>2</sub> S				■
Ammonia				■
Benzene/toluene/xylene				■
Water				■

Fuente: Industrial Gases in Petrochemical Processes, Harold Gunardson.

La presión normal de operación es ligeramente mayor a la presión deseada para el hidrógeno de alta pureza a producir. La caída de presión típica es de 10 psi, mientras que la temperatura de operación se encuentra en un rango de 100-150°F. La especificación de pureza típica es de aproximadamente 99.5-99.99%, mientras que los óxidos de carbón y metano varían entre 0.1-10 ppmv.



**Figura 2-14: Diagrama de flujo de la Tecnología PSA.**

**Fuente: Industrial Gases in Petrochemical Processes, Harold Gunardson.**

### **2.3. Proceso de Desulfurización de Diesel:**

En esta sección se detalla inicialmente las propiedades físico-químicas del Diesel, así como las especificaciones técnicas a cumplir de acuerdo a la Norma Técnica Peruana. Luego se explican las desventajas del azufre en el Diesel, así como los principales procesos para la Desulfurización de Diesel.

El Diesel se usa como carburante en motores en múltiples aplicaciones y sectores industriales por su capacidad de suministrar energía suficiente para mover grandes maquinarias; es por este motivo su uso en todos los sectores, desde la industria hasta el transporte.

#### **2.3.1. Diesel B5 S-50.**

El Diesel B5 S-50 es un combustible constituido por una mezcla de Diesel N° 2 S-50 (contenido máximo de 50 ppm de azufre) y 5% en volumen de Biodiesel (B100), los cuales se definen a continuación:

**Diesel N° 2 S-50:** Combustible derivado de hidrocarburos, destilado medio, obtenido de procesos de refinación que presenta un contenido de azufre máximo de 50 ppm.

**Biodiesel (B100):** Combustible Diesel derivado de recursos renovables, el cual puede ser obtenido a partir de aceites vegetales o grasas animales. Cumple con las especificaciones de calidad establecidas en la norma nacional e internacional. Este combustible prácticamente no contiene azufre.

### **2.3.1.1. Propiedades físico-químicas del Diesel:**

Las principales propiedades físico-químicas del Diesel de acuerdo a la Norma Técnica Peruana se muestran a continuación:

**Color ASTM:** Permite garantizar una buena percepción del producto.

**Densidad:** Es una prueba física fundamental que puede ser usada en conjunción con otras propiedades para caracterizar a los combustibles en productos ligeros y pesados. Su medición es necesaria para la conversión de volúmenes medidos a volúmenes a la temperatura estándar de 15° C.

**Destilación:** Los requerimientos de volatilidad del combustible dependen del diseño y tamaño del motor, así como de la naturaleza de las variaciones de velocidad y carga, de las condiciones atmosféricas y del arranque. Para motores en servicios que involucran rápidas fluctuaciones de carga y velocidad como en la operación de ómnibus y camiones, los combustibles más volátiles pueden proporcionar una mejor performance, especialmente con respecto al humo y al olor. No obstante, la mejor economía del combustible generalmente se obtiene con los tipos de combustibles más pesados a causa de su mayor poder calorífico.

**Punto de Inflamación:** Mide la temperatura en la cual el Diesel tiende a formar una mezcla combustible con el aire. Su importancia está relacionada con requisitos legales y precauciones de seguridad relacionadas con el manejo y almacenamiento del combustible y normalmente se especifica para satisfacer las regulaciones de seguridad y de prevención de incendios.

**Viscosidad:** Para algunos motores es ventajoso especificar una viscosidad mínima, debido a la pérdida de potencia originada por las fugas en la bomba de inyección e inyector. Por otra parte, la viscosidad máxima está limitada por consideraciones relacionadas con el diseño y tamaño del motor y las características del sistema de inyección.

**Punto de escurrimiento:** Es importante en relación a la menor temperatura que el combustible pueda alcanzar y aún estar suficientemente fluido para ser bombeado o transferido.

**Índice de Cetano:** Es una medida de la cualidad del encendido del combustible que indica la habilidad del encendido espontáneo bajo las condiciones de temperatura y presión de la cámara de combustión del motor.

**Número de Cetano:** Es una medida de la calidad de la ignición del combustible y tiene influencia en la uniformidad de la combustión. Los requerimientos de número de cetano dependen del diseño y tamaño del motor, la naturaleza de las variaciones de velocidad y carga, de las condiciones atmosféricas y del arranque.

**Cenizas:** Las sustancias que forman cenizas se pueden presentar en el combustible en dos formas: (1) sólidos abrasivos y (2) jabones metálicos solubles. Los sólidos abrasivos contribuyen al desgaste del motor, mientras que los jabones metálicos solubles tienen poco efecto en el desgaste pero pueden contribuir a la formación de depósitos en el motor.

**Residuo de Carbón:** Da una medida de la tendencia a depositar carbón de un combustible al ser calentado en un bulbo bajo condiciones prescritas. Si bien no está directamente correlacionada con los depósitos en el motor, esta propiedad se considera una aproximación.

**Corrosión del Cobre:** Esta prueba sirve como una medida de las posibles dificultades con las piezas de cobre, latón y bronce del sistema de combustible.

**Azufre:** El efecto del contenido del azufre en el desgaste del motor y la formación de depósitos en su interior varía considerablemente en importancia y depende en gran medida de las condiciones de operación. El azufre del combustible afecta el funcionamiento del sistema de control de emisores.

**Agua y Sedimentos:** Tienden a causar problemas en las facilidades del manejo del combustible y a su vez ocasionar averías en el sistema del combustible de un quemador o un motor. Una acumulación de sedimentos en los tanques de almacenamiento y en los filtros, obstruye el flujo del combustible del tanque hacia la cámara de combustión. La presencia de agua causa corrosión de tanques y equipos, si existe la presencia de detergentes, el agua causa emulsiones o muestra una apariencia brumosa.

**Estabilidad a la Oxidación:** Esta prueba determina la estabilidad inherente del combustible a la formación de materia insoluble producto de su degradación. Sin embargo, esta prueba no proporciona una predicción de la cantidad de materia insoluble que se formará durante el almacenamiento para un determinado periodo.

La cantidad de materia insoluble que se forma durante el almacenamiento está sujeta a condiciones variables de campo y a la composición del combustible.

**Lubricidad:** Es necesario evaluar la lubricidad con el fin de prevenir desgaste en las piezas del sistema de inyección.

**POFF (punto de obstrucción de filtros en frío):** Es la medida de la calidad del Diesel para soportar bajas temperaturas.

**Conductividad eléctrica:** Por seguridad, se mide para prevenir la generación de chispas eléctricas durante el manejo del producto.

#### **2.3.1.2. Especificaciones Técnicas del Diesel:**

Las especificaciones técnicas del Diesel, así como los métodos de ensayo mediante los cuales son medidos se muestran en la siguiente Tabla:

TABLA 2.3.: ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DEL DIESEL B5 S-50:

ENSAYOS	ESPECIFICACIONES		MÉTODO
	MIN.	MAX.	ASTM
<b>APARIENCIA</b>			
Color ASTM		3	D-1500, D-6045
<b>VOLATILIDAD</b>			
Gravedad API a 60 °F	Reportar		D-287, D-1298, D-4052
Destilación (a 760 mm Hg)			D-86
90 %V Recuperado, °C	282	360	
Punto de inflamación Pensky Martens, °C	52		D-93
<b>FLUIDEZ</b>			
Viscosidad cinemática a 40°C, cSt	1.9	4.1	D-445
Punto de Escurrimiento, °C (c)		4	D-97
<b>COMBUSTIÓN</b>			
Índice de Cetano	40		D-4737, D-976
<b>COMPOSICIÓN</b>			
Cenizas, % masa		0.01	D-482
Residuo carbón Ramsbotton, 10% fondos, % masa		0.35	D-524, D-189
<b>CORROSIVIDAD</b>			
Corrosión lámina de cobre, 3h, 50°C, N°		3	D-130
Azufre total, ppm		50	D-2622, D-4294, D-5453
<b>CONTAMINANTES</b>			
Agua y sedimentos, %V		0.05	D-1796, D-2709
<b>ESTABILIDAD A LA OXIDACIÓN</b>			
Estabilidad a la oxidación, método acelerado, mg/100mL	Reportar		D-2274
<b>LUBRICIDAD</b>			
Lubricidad, diámetro rasgado de uso corregido, HFRR a 60 °C, micron		520	D-6079
<b>REQUERIMIENTOS DE OPERATIVIDAD</b>			
Punto Obstrucción del Filtro, Flujo en Frío, °C (CFPP)		-8	D-6371
<b>CONDUCTIVIDAD</b>			
Conductividad. pS/m	25		D-2624, D-4308
<b>BIODIESEL 100 (B100)</b>			
Contenido, % Vol.		5	D-7371

Fuente: PETROPERÚ S.A.

### **2.3.1.3. El azufre presente en el Diesel:**

El azufre es un elemento químico que se halla presente en forma natural en el petróleo crudo y por lo tanto en el Diesel también. Se encuentra presente principalmente como sulfuros, tioles, tiofenos, entre otros.

#### **Efectos del ultra bajo azufre en las emisiones:**

- ✓ Disminución de las emisiones de material particulado fino.
- ✓ Disminución de las emisiones de SO<sub>2</sub> (Dióxido de Azufre).
- ✓ Favorece la protección y la vida útil de los motores.

#### **Acciones para la reducción del contenido de azufre en los combustibles:**

- ✓ Selección de la materia prima (Petróleo crudo) con bajo contenido de azufre para su procesamiento en las refinerías.
- ✓ Mediante procesos de Desulfurización en las refinerías, objetivo principal de la presente Tesis, proceso similar al propuesto correspondiente al Proyecto de Modernización de Refinería Talara.

#### **Impacto de los combustibles con bajo contenido de azufre:**

- ✓ Se reducen los impactos en la salud por el material particulado y SO<sub>2</sub>.
- ✓ Se puede introducir al país vehículos de avanzada tecnología.
- ✓ Conservar la efectividad y durabilidad de los sistemas de control de emisiones de los vehículos.
- ✓ Prevenir daños a los motores.

### 2.3.2. Proceso de Hidro-Desulfurización de Diesel

En esta tecnología, las fracciones de petróleo junto con los compuestos de azufre se hacen reaccionar con hidrógeno ( $H_2$ ) en presencia de un catalizador y se obtienen como resultado de la reacción: hidrocarburos no azufrados y sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ).

El nivel de Desulfurización depende de varios factores entre ellos la naturaleza de la fracción de petróleo a tratar (composición y tipos de compuesto de azufre presentes), de la selectividad y actividad del tipo de catalizador utilizado (concentración de los sitios activos, propiedades del soporte, etc.), de las variables de operación y del diseño del proceso.

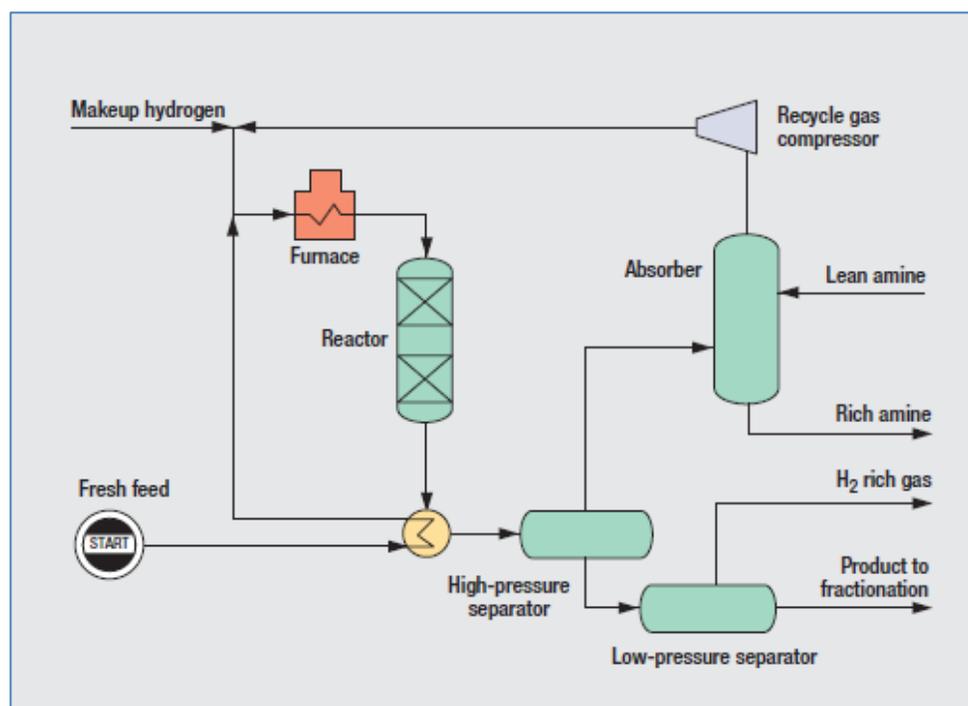


Figura 2-15: Esquema De Hidrodesulfurización-Licencia Haldor Topsoe.

Fuente: 2011 Refining Processes Handbook

El esquema general de una Unidad de Hidrodesulfurización se muestra en la Figura 2-15., en el cual se aprecian las principales corrientes, como el ingreso de la alimentación fresca (diesel con alto contenido de azufre), el producto desulfurizado por los fondos del separador de baja presión y el reciclo de hidrógeno.

### 2.3.2.1. Química de la Hidrodesulfurización.

La Hidrodesulfurización remueve los compuestos orgánicos azufrados de fracciones de petróleo y los convierte en sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ). La dificultad de la remoción de azufre incrementa en el siguiente orden:

parafinas < naftenos < aromáticos.

Los tipos de compuestos azufrados se pueden clasificar en mercaptanos, sulfuros, bisulfuros, tiofenos, benzotiofenos, dibenzotiofenos y dibenzotiofenos sustituidos, como se muestra en la Figura 2.-16.

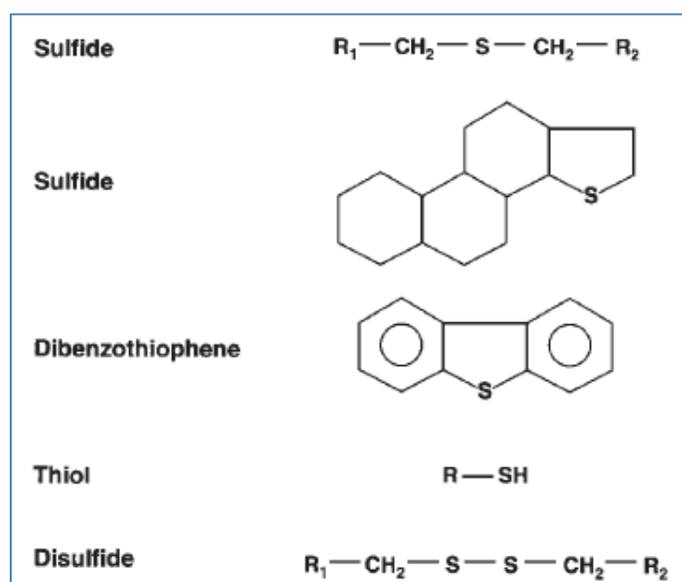
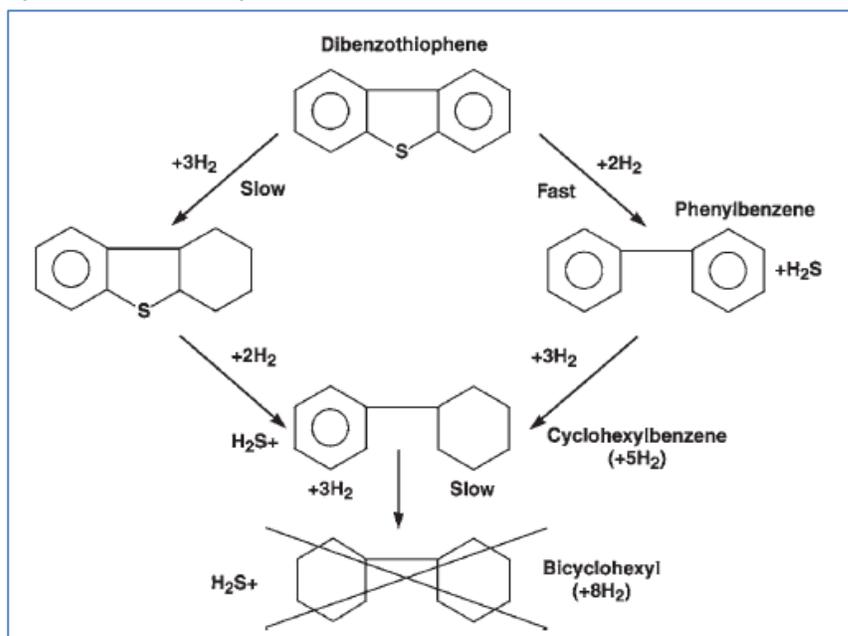


Figura 2-16: Ejemplos de compuestos azufrados:

Fuente: Handbook of Petroleum Refining Processes, Meyers.

La facilidad de remoción de azufre se encuentra en el mismo orden, los mercaptanos son los más fáciles de remover, mientras que los dibenzotiofenos los más difíciles; en la Figura 2-17 se muestran su cadena de reacción para estos compuestos.



**Figura 2-17: Típica reacción de Desulfurización.**

**Fuente: Handbook of Petroleum Refining Processes, Meyers.**

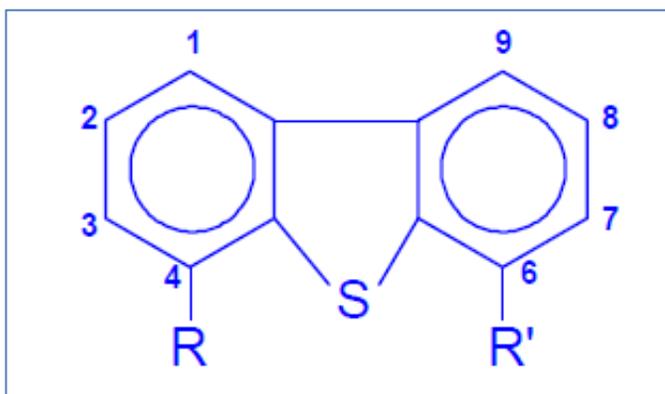
Los átomos de azufre suelen ser enlazados en el crudo como “puentes de azufre” entre dos átomos de carbono o estar en una estructura de anillo saturado, como se puede apreciar en la Figura 2-16.

Para la remoción de estos átomos de azufre generalmente sólo requiere la ruptura de estos enlaces carbono-azufre por cada átomo de azufre y la subsecuente adición de cuatro átomos de hidrógeno para cubrir los enlaces que fueron rotos. Cuando la parte de la molécula que contiene el azufre puede acceder a la superficie del catalizador, la remoción de azufre es

relativamente fácil. La figura 2-17 muestra la reacción del dibenzotiofeno como ejemplo de la molécula de petróleo que contiene azufre. La reacción toma el camino hacia la producción de fenil-benzeno porque no requiere la saturación de una estructura de anillo aromático.

Este proceso de Desulfurización principalmente está gobernado mediante dos rutas: la ruta directa de extracción directa de azufre (**ruta directa**) o mediante la hidrogenación de la molécula que contiene azufre (**hidrogenación**), cada uno con sus propias ventajas, desventajas y condiciones.

Como se mencionó anteriormente, los compuestos de azufre presentes en el Diesel más refractivos, por lo tanto más resistentes a la Desulfurización son los dibenzotiofenos alquil-sustituidos, con sustituyentes en las posiciones 4 y 6 como se muestra en la Figura 2-18:



**Figura 2-18: Compuesto de azufre más refractivo presente en el Diesel.**

**Fuente: Production of ULSD, Haldor Topsoe.**

La ruta de reacción para la desulfurización directa mediante la extracción de azufre se muestra en la Figura 2-19, en la cual por principalmente el catalizador CoMo logra remover el azufre. Cuando el dibenzotiofeno (DBT) contiene grupos alquiles en las posiciones 4 y 6, el acceso al catalizador se dificulta y por lo tanto la velocidad de reacción disminuye considerablemente.

La otra alternativa es la ruta de reacción de hidrogenación en la cual un anillo del DBT es hidrogenado antes de extraérsele el azufre. Esta ruta es mucho más lenta para muchos alquil sustituidos del DBT, pero es mucho más rápida para los compuestos estéricamente obstaculizados vía la ruta de hidrogenación. Para esta ruta se utiliza principalmente el catalizador de NiMo a elevadas presiones.

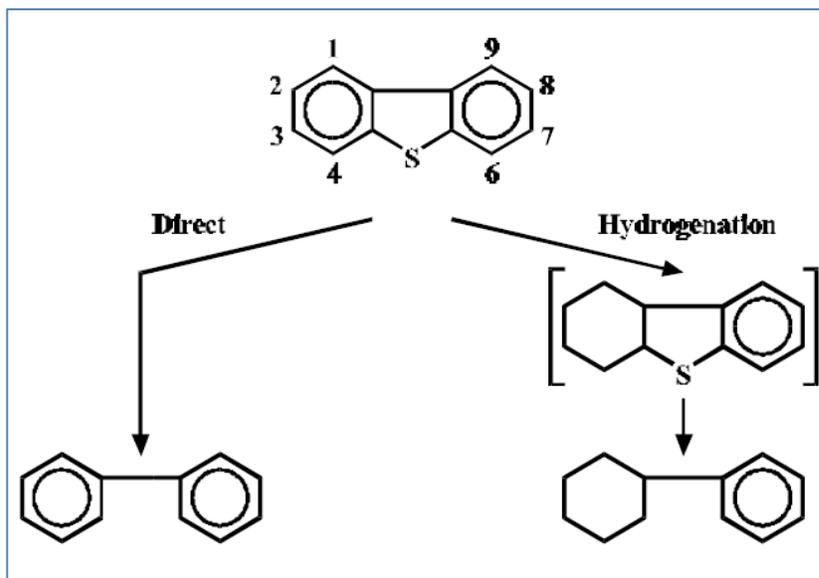


Figura2-19: Rutas de reacción para la HDS del DBT.

Fuente: Production of ULSD, Haldor Topsoe.

Las características y condiciones de proceso utilizadas para cada catalizador en el proceso de desulfurización de Diesel se verán en la sección 2.3.2.5.

### **2.3.2.2. Variables de Proceso:**

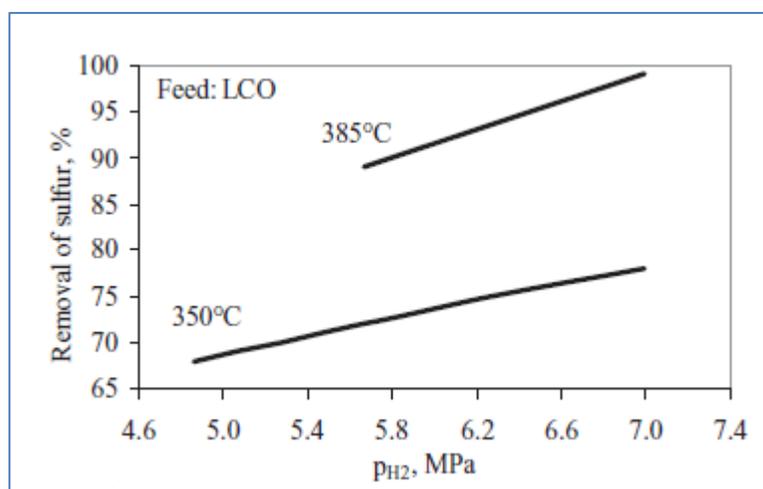
Durante la operación de Hidrotratamiento a diferentes escalas (laboratorio, micro reactor, escala piloto y comercial), existen cuatro principales variables de proceso que tienen un gran impacto en la conversión de reacción y selectividad, como en la actividad y estabilidad del catalizador:

#### **2.3.2.2.1. Presión Total y presión parcial de hidrógeno:**

La presión total de una unidad de Hidrotratamiento se determina por el diseño del reactor y se controla mediante la presión que se mantiene en el separador de alta presión (HPS). La presión de entrada o de salida se calcula al multiplicar la presión total por la pureza del hidrógeno del gas de reciclo. La definición del valor final de la presión total del reactor se decide principalmente sobre la naturaleza de la alimentación y la cantidad de impurezas a remover. En general, cuando una unidad de Hidrotratamiento se opera a presiones parciales de hidrógeno altas, principalmente se obtienen los siguientes efectos:

- Mayor ciclo de vida del catalizador.
- Capacidad de procesar cargas más pesadas.
- Conversiones mayores.
- Mejor calidad de destilado.
- Eliminación del gas de purga.

El rendimiento del reactor de una unidad de Hidrotratamiento y su proceso está limitado a la presión parcial de entrada al reactor. Cuanta más alta sea la presión parcial del hidrógeno, mejor será el rendimiento del reactor de Hidrotratamiento. El efecto en general de incrementar la presión parcial de hidrógeno, es incrementar la conversión de la reacción. Esto ha sido confirmado extensivamente mediante estudios experimentales a micro escala y plantas piloto. La Figura 2-20 muestra el efecto de la presión parcial de hidrógeno y la temperatura de reacción en la remoción de azufre.



**Figura 2-20: Efecto de la presión parcial de hidrógeno en la remoción de azufre.**  
**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

A presiones parciales mayores de hidrógeno, la remoción de azufre es mayor, a pesar que los reactores son más costosos y que el consumo de hidrógeno aumenta, lo cual puede significar un alto costo para la refinería.

### **2.3.2.2.2 Temperatura de reacción:**

La temperatura del reactor por lo general determina los tipos de compuestos que pueden ser removidos de la carga, además establece la vida útil del catalizador. Al incrementar la temperatura se incrementan las conversiones de las reacciones, y así la remoción de azufre. Aun así, similar a la presión del reactor, hay límites en la máxima temperatura permisible, que depende de los principales constituyentes de la carga, los cuales pueden llegar al craqueo térmico y formar hidrocarburos líquidos de bajo peso molecular y gases, además de la desactivación del catalizador más rápida que a bajas temperaturas.

Este craqueo térmico también produce olefinas, que al estar hidrogenadas, liberan calor, incrementando aun más la temperatura y así los flujos de craqueo. Finalmente, esta condición dentro del reactor provoca temperaturas mayores que máximos límites permisibles para las paredes del reactor. El efecto de la reacción de temperatura se muestra similarmente en la Figura 2-20.

La mayoría de reacciones de Hidrotratamiento son exotérmicas, lo que genera que la temperatura del reactor aumente a la vez que la alimentación pasa por el lecho del catalizador. Para reactores de tamaño comercial, se tienen reactores adiabáticos, donde la temperatura de salida del reactor será mayor que la temperatura de entrada. Para determinar la temperatura promedio de reactores adiabáticos, se utiliza la temperatura promedio de peso por lecho (*WABT: Weight-average bed temperature*).

El WABT se puede calcular si el reactor cuenta con diversos indicadores de temperatura localizados en diferentes zonas del lecho catalítico.

$$WABT_i = \frac{T_i^{in} + 2T_i^{out}}{3}$$

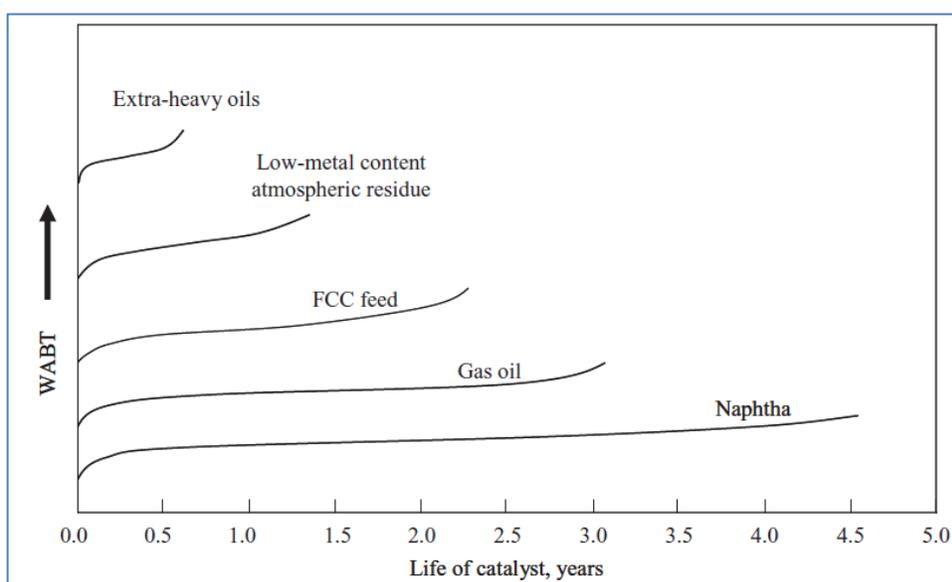
Donde  $WABT_i$  es la temperatura promedio de cada lecho catalítico entre  $T_{is}$  y donde  $T^{in}$  y  $T^{out}$  son las temperaturas de ingreso y de salida en cada lecho catalítico respectivamente.

El WABT global se calcula mediante:

$$WABT = \sum_{i=1}^N (WABT_i)(Wc_i)$$

Donde N es el número de lechos de catalizador y  $Wc_i$  es la fracción en peso del catalizador en cada lecho con respecto al total.

Una práctica común en la operación comercial de unidades de Hidrotratamiento es incrementar la temperatura de reacción establemente para compensar la desactivación del catalizador y así producir un producto de calidad constante. Esto genera que la unidad sea operada a diferentes valores de WABT, cuando este valor alcanza el máximo de diseño, el catalizador tiene que ser reemplazado. La Figura 2-21 muestra el incremento en el WABT y como éste afecta a los años de vida del catalizador para diferentes corrientes.



**Figura 2-21: Relación de la vida del catalizador con el WABT.**

**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

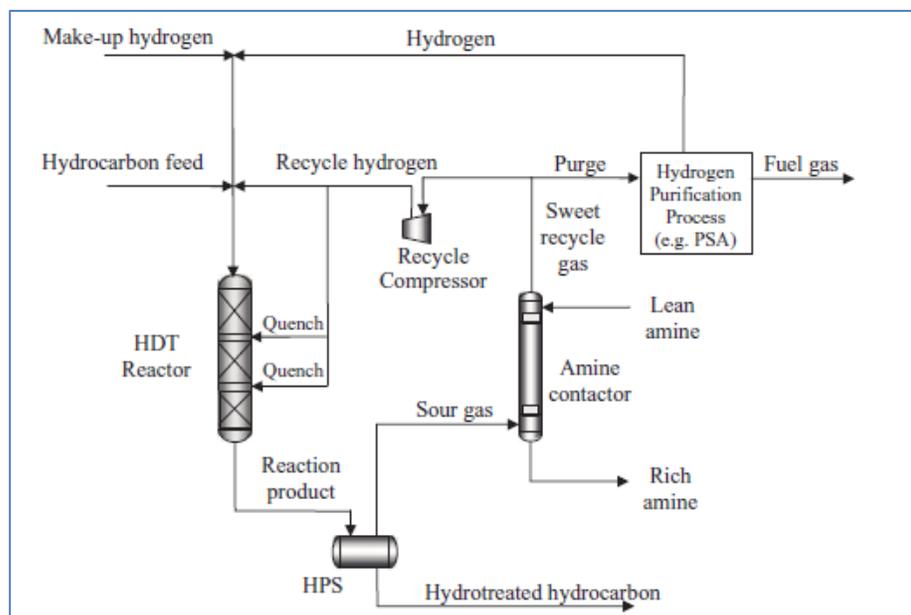
### 2.3.2.2.3. Relación H<sub>2</sub> / oil y la relación de gas de reciclo:

La relación H<sub>2</sub> / oil en pies cúbicos estándar por barril se determina de la siguiente manera:

$$\text{H}_2 / \text{oil} = \frac{\text{Total de hidrógeno al reactor, scf/day}}{\text{Alimentación total al reactor, bbl/day}}$$

Además de las consideraciones económicas, el gas de reciclo se usa para compensar el consumo de hidrógeno y así mantener la presión parcial de hidrógeno en el reactor. El uso de exceso de hidrógeno asegura una adecuada conversión y remoción de impurezas debido al eficiente contacto físico del hidrógeno con el catalizador y el hidrocarburo; además, se minimiza la deposición de carbón, la cual reduce la desactivación del catalizador. Lo mencionado al final es actualmente la principal razón de trabajar en una atmósfera alta de concentración de hidrógeno. Otro beneficio de operar a altas presiones parciales de H<sub>2</sub> es la reducción en la temperatura del reactor, lo que incrementa el ciclo de vida del catalizador.

El lazo de hidrógeno en una unidad de Hidrotratamiento involucra diversas corrientes, como se muestra en la Figura 2-22. La corriente efluente del reactor se separa en un separador de alta presión (HPS) en productos líquidos hidrotratados y gases ricos en hidrógeno no condensables.



**Figura 2-22: Lazo de hidrógeno en una unidad de Hidrotratamiento.**

**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

El sulfuro de hidrógeno, formado vía Hidrodesulfurización o presente en la alimentación del reactor, es comúnmente separado en un contacto de amina para incrementar la pureza de H<sub>2</sub>. Seguido al contacto con amina, los gases ligeros de hidrocarburos aun están presentes en la corriente de gas de reciclo; parte de esta corriente (10-15%) se purga al sistema de fuel gas o se envía a un proceso de purificación de hidrógeno (por ejemplo: *PSA pressure swing adsorption*). La otra porción de gases que dejan el contactor de aminas se comprime y se recicla al tope del reactor y / o se usa como quenching (80-85% molar). Los gases separados ricos del proceso de purificación de hidrógeno son mezclados con el hidrógeno de make up y reciclados al tope del reactor.

#### 2.3.2.2.4. Velocidad espacial y flujo fresco de alimentación:

La velocidad espacial es una variable de proceso normalmente usada para relacionar la cantidad de carga de catalizador con la cantidad de alimentación al reactor.

$$\text{LHSV} = \frac{\text{Flujo volumétrico total de alimentación al reactor}}{\text{Volumen total de catalizador}}$$

La velocidad espacial es inversamente proporcional al tiempo de residencia. Por lo tanto, un incremento en la velocidad espacial indica un decremento en el tiempo de residencia y por lo tanto en la severidad de la reacción. La Figura 2-23 muestra la influencia del LHSV en el contenido de azufre de los productos obtenidos del Hidrotratamiento para diferentes destilados medios.

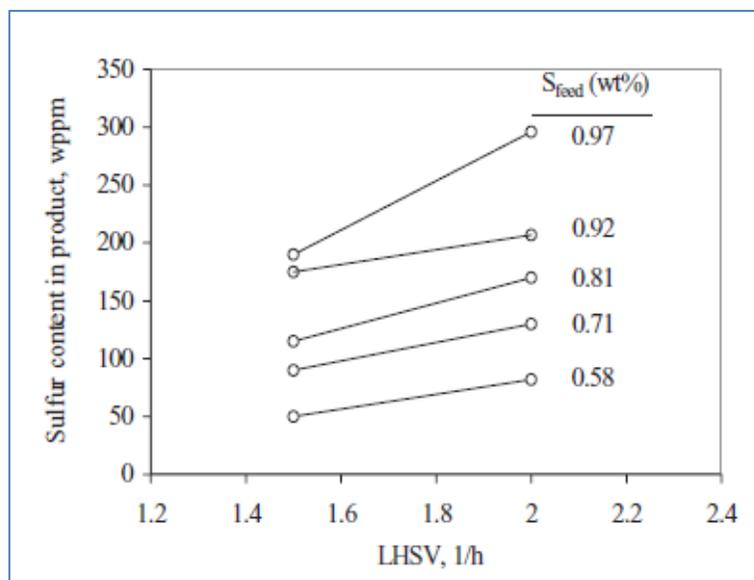


Figura 2-23: Efecto del LHSV en el contenido de azufre del producto.

Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta

Se observa claramente que un decremento de LHSV resulta en una disminución del contenido de azufre en los productos. Operar a valores altos de velocidad espacial requiere una gran temperatura en el reactor para mantener la misma remoción de impurezas, lo que resulta en una desactivación del catalizador, así como en una reducción de la vida del catalizador.

### 2.3.2.3. Termodinámica de la Hidrodesulfurización:

La reacción de Hidrodesulfurización como las de Hidrotratamiento son exotérmicas, por lo tanto causa un incremento en la temperatura del reactor al pasar la alimentación al reactor por el lecho del catalizador. El calor de la reacción varía significativamente de acuerdo a cada compuesto presente en la reacción, a mayor número de moléculas de hidrógeno necesarias para remover el contaminante, se incrementa el calor de reacción requerido.

El valor de la constante de equilibrio para la Hidrodesulfurización es positiva sobre un rango de temperaturas, como se muestra en la Tabla 2.4, lo que indica que estas reacciones son esencialmente irreversibles y pueden llegar a completarse si la cantidad de hidrógeno presente esta en proporción estequiométrica. En general, cuando la temperatura incrementa, el valor de la constante de equilibrio disminuye, lo cual va de acuerdo con la exotermicidad de estas reacciones.

**TABLA 2.4: CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA LAS REACCIONES DE HDS:**

Reaction	$\log_{10} K_{eq}$ at Temperature (°C):					$\Delta H^{oa}$
	25	100	200	300	400	
Hydrodesulfurization						
$C_3H_7-SH + H_2 \Leftrightarrow C_3H_8 + H_2S$	10.57	8.57	6.92	5.87	5.15	-57
$Thiophene + 3H_2 \Leftrightarrow nC_4H_{10} + H_2S$	30.84	21.68	14.13	9.33	6.04	-262
$Benzothiophene + H_2 \Leftrightarrow ethylbenzene + H_2S$	29.68	22.56	16.65	12.85	10.20	-203
$Dibenzothiophene + 2H_2 \Leftrightarrow biphenyl + H_2S$	24.70	19.52	15.23	12.50	10.61	-148

**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

La mayoría de reacciones de Hidrodesulfurización no son complejas, excepto por las especies aromáticas azufradas, las cuales deben iniciar con la apertura del anillo aromático y la remoción de azufre, seguido por la saturación de la olefina resultante.

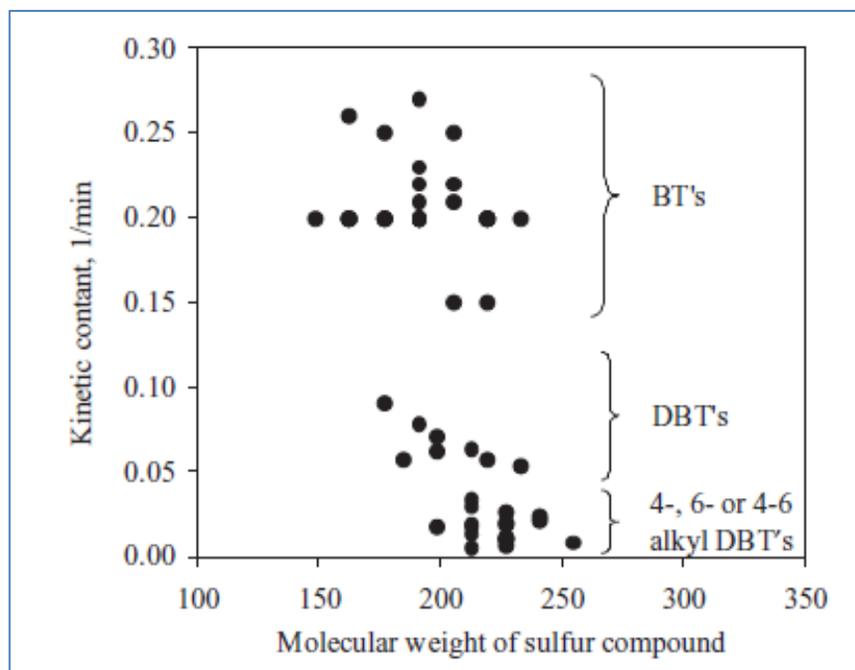
En el caso de la Hidrodesulfurización de Dibenzotiofenos, existen principalmente dos rutas: Hidrodesulfurización directa: donde el átomo de azufre es removido de la estructura y reemplazado por un átomo de hidrógeno sin hidrogenación de un enlace carbono-carbono; y la ruta de Hidrogenación, donde al menos un anillo aromático adyacente al anillo que contiene el átomo de azufre es primero hidrogenado antes de la remoción del azufre. Estas rutas están sujetas a las constantes de equilibrio termodinámico.

#### **2.3.2.4. Cinética de la Hidrodesulfurización:**

Las diferentes estructuras entre las moléculas que contienen azufre hacen impráctico tener una expresión única de reacción aplicable para todas las reacciones de HDS. Cada molécula que contiene azufre tiene su propia cinética de Hidrodesulfurización, que por lo usual es compleja.

Cuando se tienen alimentaciones reales y sus productos hidrotratados caracterizados en detalle, como en el caso de los compuestos de azufre durante una HDS de Diesel, se tienen resultados obtenidos experimentalmente por cromatografía de gases con un detector de quimioluminiscencia de azufre que indica que la cinética simple de primer orden con respecto al heteroátomo es el mecanismo predominante mediante la cual se remueve el material orgánico. Aun así las diferentes moléculas tienen diferentes reactividades, tal como se muestra en la Figura 2-24 para diferentes compuestos de azufre presentes en el Diesel.

Se aprecia claramente las diferencias en las reactividades de HDS de los compuestos azufrados, tal como se menciona en la sección química de la Hidrodesulfurización, donde los dibenzotiofenos sustituidos en las posiciones 4 y 6 son los compuestos más refractarios, por lo tanto menos reactivos.



**Figura 2-24: Constantes de valores para HDS de diferentes compuestos de Azufre presentes en el Diesel.**

**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

Se puede analizar la cinética de la reacción con respecto al contenido total del heteroátomo, donde es representada mediante un orden  $n$  con respecto al total de concentración del heteroátomo, en este caso, el azufre. El valor de  $n$  para la mayoría de reacciones de Hidrotratamiento es mayor de 1 por lo general. La Tabla 2.5 muestra la compilación de órdenes de reacción y energías de activación obtenidos para la Hidrodesulfurización de diferentes cargas de alimentación.

TABLA 2.5: ÓRDENES DE REACCIÓN Y ENERGÍAS DE ACTIVACIÓN DE HDS

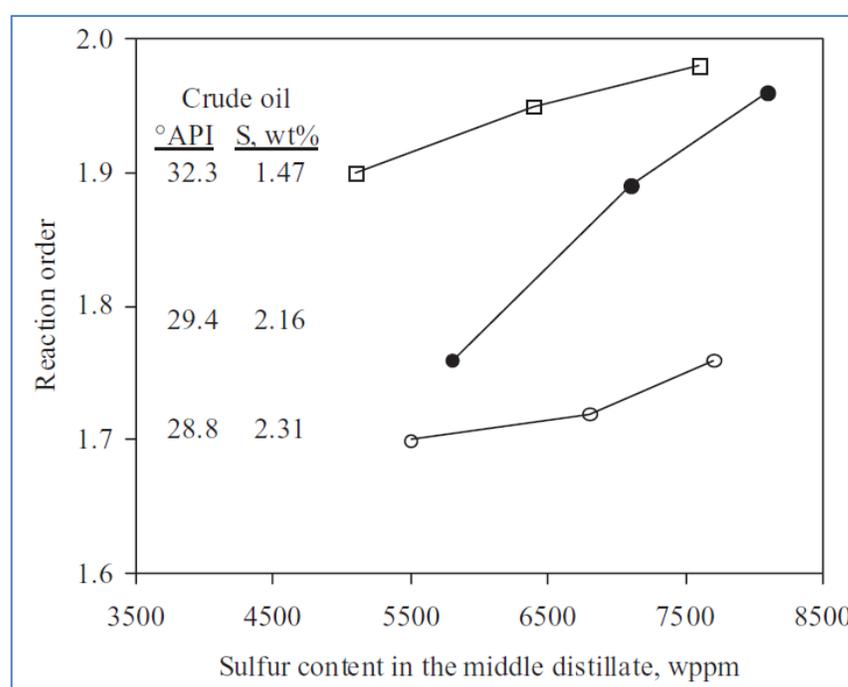
Feed <sup>a</sup>	Density at 15°C	Sulfur (wt%)	Distillation Range (°C)	<i>n</i>	<i>E<sub>A</sub></i> (kcal/mol)
<i>Reaction Orders Calculated from Experimental Data</i>					
SRGO	0.861	1.31	213–368	1.57	20.3
SRGO	0.843	1.32	188–345	1.53	
HSRGO	0.862	1.33	142–390	1.65	
SRGO-LCO	0.879	1.78	209–369	1.63	16.5
VGO	0.907	2.14	243–514	2.09	33.1
SRGO-LCO	0.909	2.44	199–370	1.78	16.37
Residue oil	0.910	3.45	—	2.0	68.6
Residue oil	0.950	3.72	281–538	2.0	29.0
Residue oil	1.007	5.30	—	2.5	36.1
AR	0.995	5.86	—	2.0	29.0
<i>Assumed Values of Reaction Orders</i>					
Used oil	0.900	0.70	—	1.0	19.6
Residue oil	0.969	1.45	—	1.0	24.0
SRGO	—	1.47	—	1.65	25.0
Residue oil	0.964	2.90	—	1.0	18.3
CGO	0.984	4.27	196–515	1.5	33.0

**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

La Tabla muestra dos partes, la primera muestra los órdenes de reacción calculados con data experimental, y la segunda presenta valores asumidos de órdenes de reacción. Se puede apreciar que por lo general un incremento en los órdenes de reacción va conforme con el incremento del porcentaje de azufre presente, lo cual no se aplica a toda la data principalmente debido a diferencias en las condiciones de operación utilizadas.

El orden de reacción y la energía de activación dependen principalmente del tipo y la distribución de los compuestos de azufre en la fracción de crudo, así como del catalizador y de las condiciones de reacción empleadas.

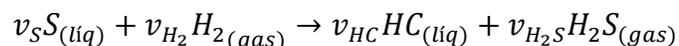
La Figura 2-25 corrobora el hecho de que los órdenes de reacción pueden ser diferentes para la HDS de destilados teniendo la misma cantidad de azufre pero viniendo de diferentes fuentes (crudos).



**Figura 2-25: Órdenes de reacción para HDS de destilados de diferentes crudos.**

**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

Una manera de representar la reacción de HDS es la ecuación estequiométrica generalizada bastante práctica, la cual agrupa todos los compuestos de azufre en la siguiente expresión:



Donde  $v_S$ ,  $v_{H_2}$ ,  $v_{HC}$  y  $v_{H_2S}$  son los coeficientes estequiométricos de los compuestos orgánicos azufrados, de hidrógeno, de hidrocarburos libre de azufre y del sulfuro de hidrógeno respectivamente.

El modelo más sencillo que se utiliza para representar la cinética de la Hidrodesulfurización es la siguiente, la cual no toma en cuenta el efecto inhibidor del sulfuro de hidrógeno:

$$r_{HDS} = k_{HDS} C_S^{n_s} p_{H_2}^m$$

La expresión más frecuente utilizada para la cinética de HDS es mediante el modelo de Langmuir-Hinshelwood:

$$r_{HDS} = \frac{k_{HDS} C_S^{n_s} C_{H_2}^m}{(1 + K_{ads}^{H_2S} C_{H_2S})^2}$$

Esta ecuación cuenta con una constante de equilibrio de adsorción del sulfuro de hidrógeno ( $K_{ads}$ ), que es una función de la temperatura y es estimada al utilizar la ecuación de Van't Hoff:

$$K_{ads}(T) = K_0 \exp\left(\frac{\Delta H_{ads}}{RT}\right)$$

Los órdenes de reacción para el azufre e hidrógeno,  $n_s$  y  $m$ , respectivamente han sido reportados en el rango de 1.5 a 2.5 para el azufre, dependiendo del tipo de carga de alimentación, así como de la cantidad y tipos de compuestos azufrados, y el otro orden de reacción se encuentra en el rango de 0.5 a 1 para el hidrógeno.

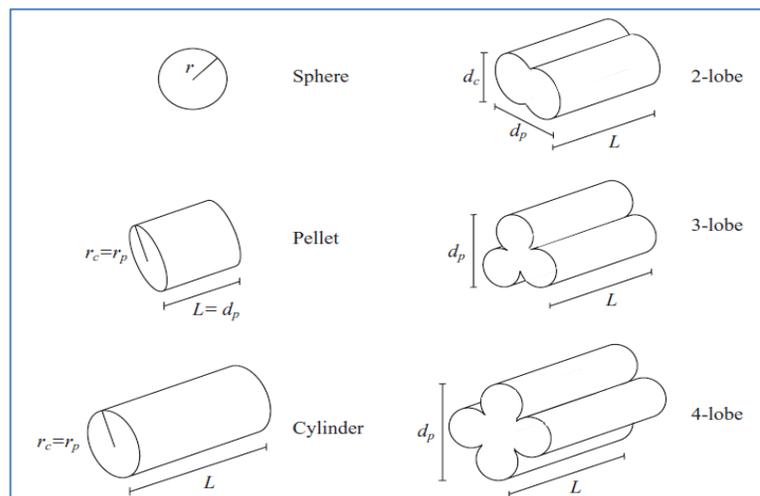
#### **2.3.2.5. Catalizadores de la Hidrodesulfurización:**

Los catalizadores generalmente utilizados y preferidos para la Hidrodesulfurización de Diesel son los catalizadores de Cobalto-Molibdeno y Níquel-Molibdeno en un soporte de alúmina (**CoMO y NiMo/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>**) por diversas razones:

- No son costosos.
- Son altamente selectivos.
- Son fáciles de regenerar.
- Son resistentes al envenenamiento.

La forma y tamaño de los catalizadores de Hidrotratamiento varía dependiendo del fabricante. Estos parámetros son importantes para obtener un buen rendimiento del catalizador y debe ser de acuerdo a las propiedades de la carga de alimentación, la tecnología del proceso y el tipo de reactor. Para el tamaño del catalizador, existe un límite en el decremento del tamaño de la partícula (0.8 mm), después del cual la partícula se desintegra. Además, las partículas pequeñas de catalizador causaran problemas de caída de presión en los reactores de lecho mixto. Entre las formas más comerciales

de catalizadores son esféricos, en forma de pellets, cilindros, bilobulares, trilobulares y tetralobulares:



**Figura 2-26: Formas más comunes de catalizadores de Hidrotratamiento.**

**Fuente: Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, Jorge Ancehyta**

El tamaño y la forma de las partículas de catalizador se definen usualmente con el fin de minimizar los efectos de difusión de poro en las partículas de catalizador, así como la caída de presión a través del reactor.

Como la composición física y química del petróleo y sus fracciones varían considerablemente dependiendo de su origen, no hay un catalizador universal para el Hidrotratamiento de todas las cargas de alimentación con el que se alcance el objetivo deseado en términos de remoción de impurezas y conversión.

Como se mencionó anteriormente existen dos caminos para la reacción de desulfurización: la ruta de hidrogenación y la ruta de desulfurización directa. Si bien es cierto que la ruta predominante depende de la composición de la carga, la velocidad espacial LHSV (*liquid hourly space velocity*) y la presión del hidrógeno; en caso se prediga que la ruta predominante es la de hidrogenación, se deberá usar catalizador de NiMo, mientras que se usará un catalizador de CoMo cuando la ruta directa predomine.

Entre las principales características y ventajas de estos dos catalizadores, así como condiciones de proceso se tiene:

#### **2.3.2.5.1. Catalizador NiMo:**

Los reactores de Hidrodesulfurización diseñados inicialmente para operar con la ruta de hidrogenación tienen las siguientes ventajas:

- ✓ Alta reactividad (se requiere menor cantidad de catalizador).
- ✓ El aumento de densidad del producto es alto.

En el uso de la ruta de hidrogenación esta está limitada por el equilibrio. En hidrotratadores operados a mediana presión es termodinámicamente imposible usar esta ruta a elevadas temperaturas, a pesar de que visto de un punto de vista de diseño del material pueda operar a altas temperaturas.

La reactividad es alta pero hasta cierta temperatura donde ocurre un fenómeno que ha sido descrito como el efecto de temperatura de pared "*temperatura wall effect*". Desde que se ha observado este fenómeno en los hidrotratadores y que recae en su ruta de hidrogenación, se le ha asociado principalmente con el uso de catalizadores de NiMo u otros catalizadores de alta actividad de hidrogenación.

La Figura 2-27 muestra el catalizador TK-609 de la Tecnología Haldor-Topsoe, en el cual se menciona que se utiliza en reactores de mediana a alta presión y que es recomendable para alimentaciones de corrientes craqueadas así como provenientes de Destilación Primaria.



**Figura 2-27: Ejemplo de Catalizador de NiMo – TK-609**

**Fuente: Haldor Topsoe.**

### 2.3.2.5.2. Catalizador CoMo:

Entre los principales beneficios que se tienen al operar con reactores de Hidrodesulfurización que utilizan la ruta directa son:

- ✓ Bajo consumo de hidrógeno.
- ✓ Los costos de compresión del gas de tratamiento son bajos.
- ✓ El rango de operación es amplio (la unidad puede ser operado a altos WABT al final del ciclo de operación EOR (*end of run*)).

La ruta directa de desulfurización se ve afectada en menor medida por una alta temperatura de operación. En tales hidrotratadores se utiliza una alta temperatura de operación y a la vez se mantienen niveles mínimos de azufre en el producto. Aunque la temperatura del hidrotratador está limitada generalmente por un límite mecánico del material, la temperatura máxima permisible está determinada por el color del producto que se incrementa conforme a la temperatura.

En la Figura 2-28 se muestra el catalizador de CoMo TK-578 de la Tecnología Haldor-Topsoe, en el cual de acuerdo a su información de este se menciona que es preferible utilizarlo en el proceso de desulfurización a condiciones de baja a medianas presiones.



**Figura 2-28: Ejemplo de Catalizador de CoMo – TK-578**

**Fuente: Haldor Topsoe.**

### **2.3.2.5.3. Desactivación del Catalizador:**

Durante el Hidrotratamiento de cargas pesadas, el catalizador exhibe cierto grado de desactivación, dependiendo de la naturaleza de la carga, el tipo del reactor y las condiciones de reacción.

Las dos causas principales de desactivación de catalizador en este proceso son:

➤ **Deposición de coque:** El coque generalmente se forma mediante reacciones de condensación térmica, deshidrogenación catalítica y polimerización. La formación de coque es muy rápida durante el arranque de planta hasta que se encuentre en estado estacionario. Por lo general la deposición máxima de coque es de 20% en peso. La desactivación por coque es temporal siempre y cuando la actividad del catalizador pueda ser restablecida mediante regeneración. El recupero de la actividad del catalizador puede ser de 90% si la regeneración es in situ y 95-97% si es exsitu.

➤ Deposición de metales: La desactivación de catalizador mediante deposición de metales no es reversible y cuando el catalizador ha sido desactivado por el metal, el catalizador necesita ser remplazado. La deposición de metales toma lugar en las entradas al poro o cerca a la superficie del catalizador.

Para compensar la desactivación del catalizador, es que la temperatura del reactor necesita ser incrementada continuamente con el fin de mantener la calidad del producto en el nivel deseado. Aunque, exponer el lecho catalítico a altas temperaturas causará sinterización del soporte del catalizador, lo cual es otra razón para la pérdida irreversible del catalizador.

## 2.4. Marco Legal y Ambiental

En el presente sub-capítulo se detalla y analiza las principales leyes relacionadas directamente con el desarrollo e implementación de esta Tesis, así como el Sistema de Gestión Ambiental, Salud y Seguridad en el Trabajo que la Empresa desarrolla, así como el Plan de Abandono para cuando culmine la construcción y operación.

### 2.4.1. Ley N° 28054: “Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles”

La presente Ley establecía el marco general para promover el desarrollo del mercado de los biocombustibles sobre la base de la libre competencia y el libre acceso a la actividad económica, con el principal objetivo de:

- ✓ Diversificar el mercado de combustibles.
- ✓ Fomentar el desarrollo agropecuario y agroindustrial.
- ✓ Disminuir los niveles de contaminación.

Adicional a ello, se establece que se constituirá una Comisión Técnica encargada de proponer y recomendar las normas y disposiciones complementarias para el cumplimiento de la presente Ley, observando los siguientes lineamientos:

- ✓ Elaborar un cronograma y porcentaje de aplicación y uso del etanol anhidro, como componente para la oxigenación de las gasolinas, así como el uso del biodiesel en el combustible diesel.
- ✓ Proponer un programa de sensibilización a los usuarios y a las Instituciones Públicas hacia el uso del etanol anhidro y biodiesel.

#### **2.4.1.1. D. S. N° 091-2009-EM**

Aprobado con fecha 29 de diciembre del 2009, contiene las principales modificaciones:

- ✓ El cronograma de comercialización e implementación del Gasohol a nivel nacional se iniciará a partir del 1 de enero del 2010 en los distritos de Piura y Chiclayo. Posterior a ello será paulatinamente hacia el sur del país terminando en Tacna el 01 de julio del 2011.
- ✓ Los operadores de Refinerías y los Distribuidores Mayoristas de Combustible Líquidos con inscripción vigente en el Registro de Hidrocarburos son los únicos autorizados para adquirir biocombustibles.
- ✓ Para efectuar ventas de Biocombustibles a los operadores de Refinerías y Distribuidores Mayoristas, el vendedor de dichos productos deberá registrarlos en a DGH, detallando su clasificación, características y especificaciones de calidad contenidas en la norma técnica correspondiente.

#### **2.4.1.2. D. S. N° 061-2010-EM**

Aprobado con fecha 28 de setiembre del 2010, se observó que la producción nacional de etanol no permitirá cubrir los requerimientos del mercado de Gasohol en Lima y Callao, así como en otros departamentos del país; por lo que resulta necesario modificar el cronograma de implementación del uso del Gasohol a nivel nacional.

#### **2.4.2. Ley N° 28694: “Ley que regula el contenido de azufre en el combustible Diesel”**

La presente Ley declara de necesidad pública y de interés nacional la regulación de los niveles de azufre contenido en el combustible Diesel, con la finalidad de salvaguardar la calidad del aire y la salud pública.

Mediante esta se propone principalmente que:

- ✓ A partir del 1 de enero del 2010 queda prohibida la comercialización para el consumo interno de combustible Diesel cuyo contenido de azufre sea superior a las 50 partes por millón (ppm).
- ✓ Queda prohibida la importación de combustible Diesel N° 1 y Diesel N° 2 con niveles de concentración de azufre superiores a 2500 ppm, prohibiéndose además la venta para el mercado interno de un combustible Diesel con un contenido de azufre superior a 5000 ppm.

#### **2.4.2.1. D. S. N° 092-2009-EM**

Aprobado con fecha 30 de diciembre del 2009, en la cual se tienen las siguientes modificaciones:

- ✓ A partir del 1 de enero del 2010, será obligatorio para el Diesel B2 S-50 en la zona de Lima y Callao las siguientes especificaciones (ver Tabla 2.6)
- ✓ Se establece un periodo de transición de 60 días a partir del 1 de enero del 2010 para que el Diesel B2 alcance el nivel de contenido de azufre promedio.
- ✓ El transporte de Diesel B2 con contenido máximo de 50 ppm de azufre en camiones tanque o camiones cisterna se realizará en compartimentos dedicados.

TABLA 2.6: ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL DIESEL B5 (DB5 S-50)

CARACTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES		MÉTODOS DE ENSAYO		
	Mínimo	Máximo	ASTM	ISO	UNE EN
<b>VOLATILIDAD</b>					
Destilación, °C (a 760 mmHg)			D 86	3405	
90 % recuperado, °C	282	360			
Punto de Inflamación Pensky Martens, °C	52		D 93	2719	
Densidad a 15 °C, Kg/m <sup>3</sup>	Reportar		D 1298 D 4052	3675	
<b>FLUIDEZ</b>					
Viscosidad Cinemática a 40°C, cSt. (A)	1.9	4.1	D 445	3104	
Punto de Escurrimiento, °C (B)		4	D 97	3016	
<b>COMPOSICIÓN</b>					
Número de Cetano (C)	45		D 613	5165	
Índice de Cetano	45		D 4737 D 976 (**)	4264	
Cenizas, % masa		0.01	D 482	6245	
Residuo de Carbón Ramsbottom, 10%fondos, % masa (D)		0.35	D 524 D 189	4262 6615	
Azufre total, mg/Kg (ppm)		50	D 4294 D 5453 D 2622	14596 4260	
<b>CORROSIVIDAD</b>					
Corrosión a la lamina de Cobre, 3h, 50 °C, N°		3	D 130	2160	
<b>CONTAMINANTES</b>					
Agua y Sedimentos, % Vol.		0.05	D 1796 D 2709	3734	
<b>LUBRICIDAD</b>					
Lubricidad, diámetro rasgado de uso corregido, HFRR a 60 °C, micron		520	D 6079	12156	
<b>REQUERIMIENTOS DE OPERATIVIDAD</b>					
Punto Obstrucción del Filtro, Flujo en Frío, °C (CFPP) o (POFF)		-8	D 6371		116
<b>CONDUCTIVIDAD</b>					
Conductividad, pS/m (E)	25		D 2624 D 4308		
<b>BIODIESEL 100 (B100)</b>					
Contenido, % Vol.	2 (***)		D7371		14078

Fuente: D. S. N° 092-2009-EM

#### **2.4.2.2. R. M. N° 139-2012-MEM-DM**

Aprobado con fecha 16 de marzo del 2012, en el cual se resuelve lo siguiente:

- ✓ Queda prohibido la comercialización y uso del Diesel B5 con un contenido de azufre mayor a 50 ppm en los departamentos de Lima, Arequipa, Cusco, Puno y Madre de Dios y en la provincia Constitucional del Callao a partir del 17 de julio del 2012.

#### **2.4.3 Política Integrada de Gestión de la Calidad, Ambiente, Seguridad y Salud Ocupacional.**

La Empresa cuenta con una gestión empresarial que asegura la calidad de sus productos y servicios a satisfacción de sus clientes, que proteja el ambiente, la integridad física, la salud y la calidad de vida de sus trabajadores, la de sus colaboradores directos y la de otras personas que puedan verse afectadas por sus operaciones.

Asimismo promueve el fortalecimiento de sus relaciones con la comunidad de su entorno, realizando esfuerzos para mantener al petróleo como un material de uso ambientalmente sostenible, contribuyendo a reducir sus impactos negativos.

Para ello, se señalan los lineamientos de la Política de Gestión Integrada de PETROPERÚ:

- ✓ Desempeñar sus actividades de manera eficiente, responsable y rentable, manteniendo sistemas auditables de gestión de la calidad ambiental, de seguridad y salud en el trabajo, en un marco de acción preventiva y mejoramiento continuo.
- ✓ Identificar, evaluar y controlar los aspectos ambientales, los peligros y riesgos de sus actividades, productos y servicios, previniendo la contaminación ambiental, el deterioro de la salud de las personas y el daño a los bienes físicos, procesos y servicios, satisfaciendo las necesidades de sus clientes.
- ✓ Cumplir con la legislación vigente y con los compromisos voluntariamente suscritos sobre la calidad de los productos y servicios, protección ambiental, seguridad y salud en el trabajo.
- ✓ Promover el desarrollo de las competencias de sus trabajadores, clientes, colaboradores, autoridades, la comunidad y otras partes interesadas, fomentando una actitud diligente en materia de calidad, protección ambiental, seguridad y salud en el trabajo, a través de una sensibilización y capacitación adecuadas a sus requerimientos.
- ✓ Proveer a toda la organización de los recursos requeridos para implementar los programas de Gestión de la Calidad, Ambiental, Seguridad y Salud en el Trabajo.

#### **2.4.4. Plan de Abandono.**

Contiene las actividades que se ejecutarán durante la finalización y abandono de la obra (término de la etapa de construcción) y durante el abandono del Proyecto después de su vida útil (cierre definitivo de operaciones), a fin de evitar pasivos ambientales generados por el desarrollo de las actividades del Proyecto que puedan presentarse a corto, mediano o largo plazo.

Los objetivos del Plan de Abandono es lograr que al culminar el proyecto, el lugar ocupado:

- ✓ Signifique un riesgo mínimo a la salud y seguridad humana.
- ✓ Signifique un mínimo o nulo impacto al ambiente.
- ✓ Cumpla con todas las leyes y reglamentos aplicables, es decir, que sea consistente con todos los códigos y prácticas recomendadas, así como con los requerimientos de uso del terreno de las autoridades municipales y/o gubernamentales.
- ✓ No represente una responsabilidad inaceptable para presentes o futuros propietarios del terreno.
- ✓ Sea estéticamente aceptable y no signifique deterioros al paisaje.

##### **2.4.4.1. Plan de Cierre Fase de Construcción.**

Esta fase comprende principalmente el retiro de todas las instalaciones temporales (almacenes, oficinas provisorias para uso del contratista, patios de maquinarias, etc.) utilizadas en el Proyecto, así como los residuos generados (escombros, chatarra, madera, cartones, plásticos, etc.).

El proceso de abandono al concluir la construcción es bastante sencillo, debido a la escasez de dependencias incluidas y que principalmente contendrán instalaciones temporales para uso de los contratistas. Los componentes del abandono en esta etapa comprenden:

- Las instalaciones utilizadas como oficinas temporales.
- El área de almacenamiento de equipos, materiales, insumos.
- El retiro de los baños portátiles.
- Equipos y maquinaria pesada utilizada en la obra.
- Personal de obra.
- Residuos sólidos.
- Tierra contaminada con hidrocarburos.

#### **2.4.4.2. Plan de Cierre Fase de Operación.**

El desarrollo de los trabajos necesarios para el abandono y desmontaje de las instalaciones de las nuevas unidades a instalar en esta Tesis, implica un proceso exactamente igual al que se utiliza para la construcción del mismo, pero desarrollado en orden inverso.

Las estructuras a desmontar serían las siguientes:

- Unidad de Hidrotratamiento de Diesel.
- Planta de Producción de Hidrógeno.
- Instalaciones auxiliares.

Las etapas del cierre final serían:

- Desmantelamiento de instalaciones existentes de conformidad con lo establecido en los planos de Ingeniería de Detalle.
- Demolición de Edificaciones.
- Acondicionamiento final y/o rehabilitación de los accesos y explanaciones.
- Retiro y disposición de todo tipo de residuos y materiales inertes.

De acuerdo al cumplimiento del Plan de Abandono, este será monitoreado por el Supervisor encargado de Protección Ambiental de Refinería Conchán de PETROPERÚ S.A., el cual contemplará las acciones de supervisión y control de las tareas de desmontaje, demolición, traslado y disposición final de los componentes del cierre, considerando los alcances especificados en el Plan de Abandono, así como respetando las Política Integrada de Gestión.

## CAPÍTULO III

### ESTUDIO DE MERCADO

El presente Estudio se enfoca en el análisis de demanda y oferta de Diesel a nivel nacional y zona de influencia de Refinería Conchán, así como en la balanza comercial de este para así poder dimensionar la capacidad de procesamiento de la Unidad de Desulfurización de Diesel.

#### **3.1. Análisis de Demanda:**

##### **3.1.1. Definición de la Demanda:**

La demanda del Estudio está conformada por la demanda de los departamentos de la zona de influencia de venta de Refinería Conchán. Como se mencionó anteriormente, Planta de Ventas Conchán transfiere combustibles (Diesel y Gasolina) a Planta de Ventas Pasco para satisfacer la demanda en dicho departamento y zonas aledañas.

Se ha tomado como base de información para el Estudio de Mercado, el Informe: “Análisis de la demanda actual y proyectada para un horizonte de 15 años (2011/2025) de combustibles derivados de petróleo (líquidos y gas) y gas natural” realizado por Latin Energy y Terramar realizado en octubre del 2011.

De acuerdo a este Informe se tiene la siguiente Tabla 3.1, en el cual se muestra el nivel de participación de mercado de cada Planta de Ventas en los diferentes departamentos del país.

**TABLA 3.1: NIVEL DE PARTICIPACIÓN DE MERCADO POR DEPARTAMENTO:**

Planta de Venta	Departamento	% de la demanda
		Diesel
La Pampilla, Conchán, Vopak, Supe.	Ancash	48.47%
	Ayacucho	1.19%
	Huancavelica	11.97%
	Huánuco	100.00%
	Ica	7.94%
	Junín	100.00%
	Lima	99.66%
	Pasco	100.00%
	San Martín	0.93%

**Fuente: Latin Energy.**

De acuerdo a esta Tabla, se ve que el departamento de Lima satisface su demanda de Diesel casi en su totalidad mediante la oferta de Refinería la Pampilla, Planta de Ventas Vopak-Callao y Planta de Ventas Conchán. Mientras que el departamento de Pasco satisface su demanda mediante la oferta de Planta de Ventas Pasco que recibe Diesel mediante camiones cisterna y vía férrea desde Planta de Ventas Conchán, tal como se muestra en el Mapa de Sistema de Distribución de Combustibles (Figura 1-1).

Por lo tanto, para el presente Estudio se considera como definición de la demanda la siguiente estructura:

- (I)** Demanda del departamento de Lima.
- (II)** Demanda del Departamento de Pasco.
- (III)** Demanda de Refinería Conchán = **(I) + (II)**

### 3.1.2. Demanda Histórica:

La fuente de información para la demanda histórica se desprende del SCOP DOCS de OSINERGMIN, que define la demanda real como las transacciones autorizadas que se realizan entre los distintos agentes involucrados en la comercialización de combustibles.

#### 3.1.2.1. Demanda Histórica a nivel nacional:

De acuerdo a esto, se muestra en la Tabla 3.2., la demanda histórica de Diesel a nivel nacional en miles de barriles por día (MBPD), mientras que el crecimiento relativo porcentual año por año se aprecia en la Tabla 3.3.

**TABLA 3.2.: DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL (MBPD) A NIVEL NACIONAL**

Departamento	2009	2010	2011	2012	2013
Total-Perú	82.40	86.76	91.65	94.93	98.66

Fuente: OSINERGMIN.

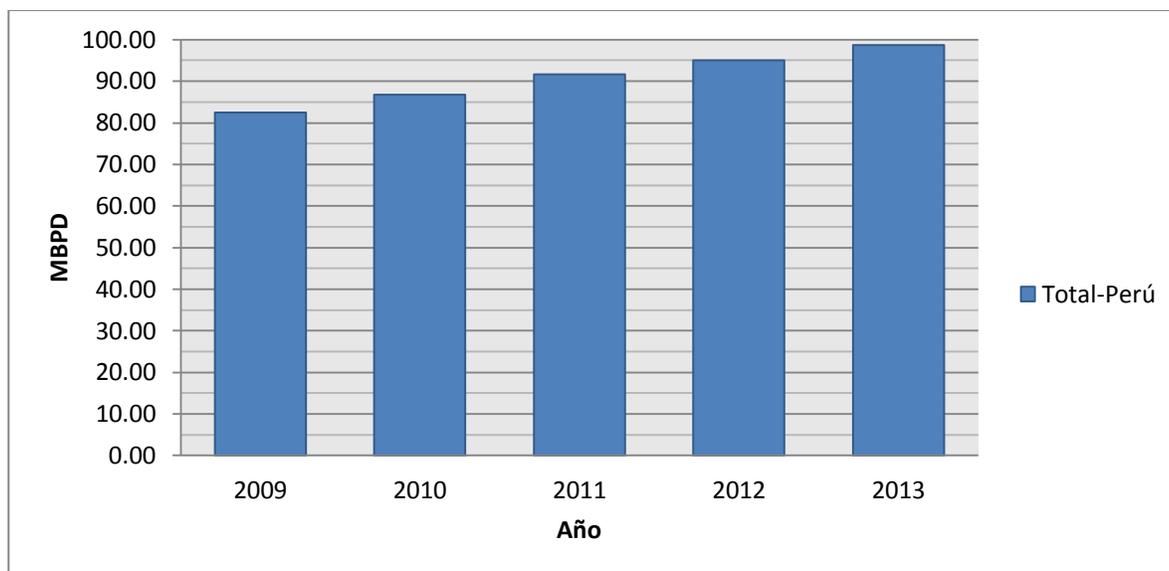
En la Tabla 3.3., se aprecia un crecimiento relativo promedio de 4.61% para la demanda histórica de Diesel a nivel nacional, lo que representa buscar soluciones para esta creciente demanda, propósito principal de esta Tesis.

**TABLA 3.3: TASAS DE CRECIMIENTO DE DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL-PERÚ**

Departamento	2010	2011	2012	2013	Promedio
Total-Perú	5.29%	5.64%	3.58%	3.93%	4.61%

Elaboración Propia.

En la Figura 3-1, se puede apreciar el crecimiento de la demanda histórica de Diesel a nivel nacional, en la cual se observa la constante tendencia a seguir creciendo, principalmente por el desarrollo de las actividades extractivas, entre otras.



**Figura 3-1: Demanda Histórica Diesel a nivel nacional.**  
**Elaboración Propia.**

### 3.1.2.2. Demanda Histórica de la zona de influencia de Refinería Conchán:

La demanda histórica de los departamentos de influencia de Refinería Conchán (Lima y Pasco) se muestra en la Tabla 3.3., en la cual se muestra un muy ligero crecimiento en ambos departamentos, principalmente para Pasco.

**TABLA 3.3: DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL (MBPD) A NIVEL DE CONCHÁN:**

Departamento	2009	2010	2011	2012	2013
Lima	28.96	29.97	29.45	29.48	30.54
Pasco	1.04	1.40	1.13	1.12	1.18
<b>Total</b>	<b>30.00</b>	<b>31.38</b>	<b>30.58</b>	<b>30.60</b>	<b>31.71</b>

Fuente: OSINERGMIN

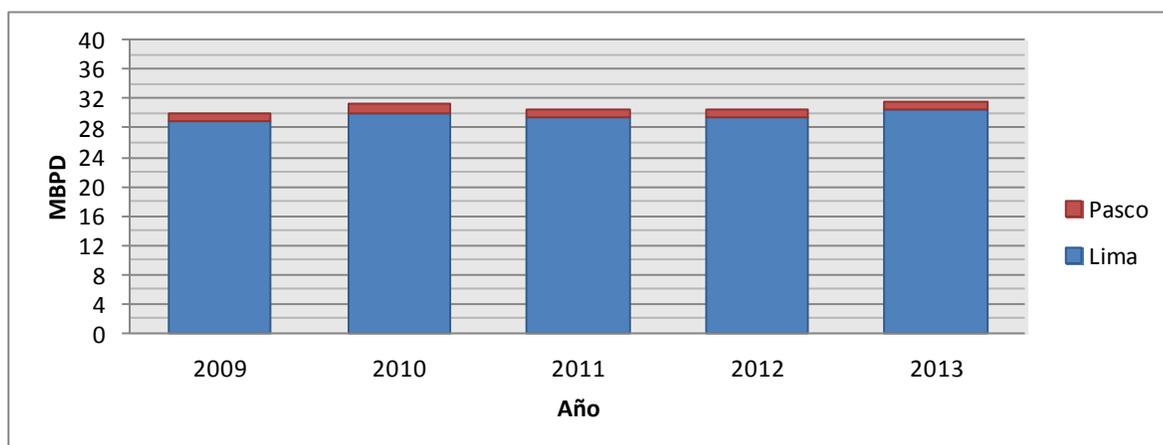
En la Tabla 3.4., se muestra el crecimiento porcentual anual de la demanda histórica mencionada. Se observa que Lima cuenta con un crecimiento relativo porcentual anual promedio de 1.36%, mientras que Pasco con 4.80%. A nivel total de ambos departamentos se tiene un crecimiento relativo de 1.43%.

**TABLA 3.4.: TASAS DE CRECIMIENTO DE DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL-CONCHÁN:**

Departamento	2010	2011	2012	2013	Promedio
Lima	3.50%	-1.75%	0.11%	3.57%	1.36%
Pasco	34.50%	-19.71%	-0.44%	4.84%	4.80%
<b>Total</b>	<b>4.57%</b>	<b>-2.55%</b>	<b>0.09%</b>	<b>3.62%</b>	<b>1.43%</b>

Fuente: Elaboración Propia.

En la siguiente Figura, figura 3-2, se muestra en un diagrama de Barras el crecimiento de la demanda histórica de los departamentos de influencia de Refinería Conchán, en la cual se aprecia el principal aporte del departamento de Lima, además del ligero crecimiento que muestra en su totalidad tales departamentos.



**Figura 3-2: Demanda Histórica Diesel a nivel Conchán:**

**Fuente: Elaboración Propia.**

### 3.1.3. Demanda Proyectada:

La demanda proyectada de Diesel se calculó a partir de la información del Estudio de Latin Energy-Terramar mencionado anteriormente. En ella la proyección de demanda de Diesel para el 2013 difería considerablemente a la dada por OSINERGMIN para el mismo año, tal como se muestra en la siguiente Tabla:

**TABLA 3.5.: COMPARACIÓN DEMANDA 2012 OSINERGMIN-LATIN ENERGY**

Departamento	Osinergmin	Latin Energy - Terramar	
		Base	Optimista
Promedio 2013 (MBPD)			
Lima	30.54	38.17	40.35
Pasco	1.18	1.26	1.33
Perú	98.66	98.14	103.75

Fuente: OSINERGMIN, Latin Energy-Terramar.

Por lo tanto, la proyección de demanda a nivel nacional y por departamentos se calculó al aplicar los crecimientos relativos porcentuales anuales de la proyección de demanda del Estudio de Latin-Energy a la reciente demanda del 2013 dada por OSINERGMIN.

#### 3.1.3.1. Demanda Proyectada a nivel nacional:

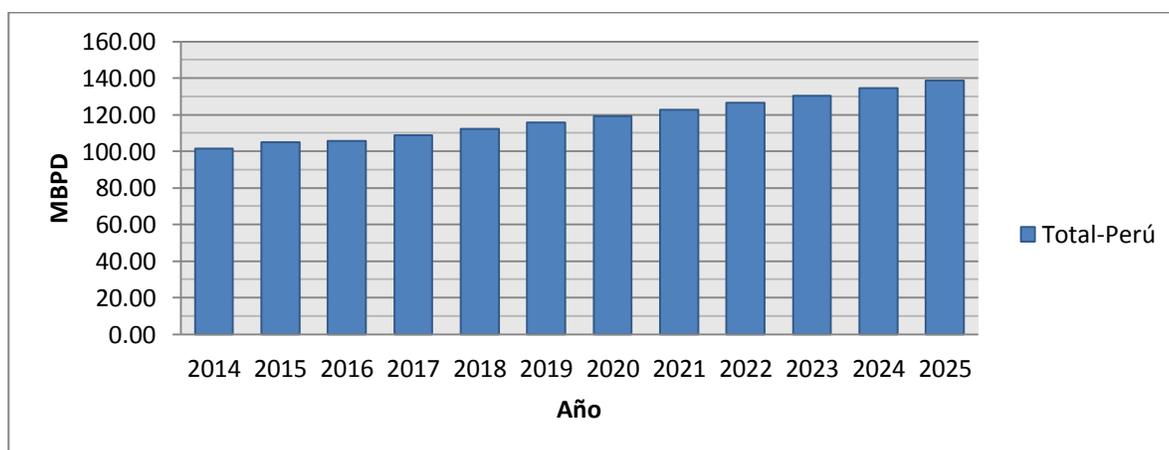
La proyección de demanda a nivel nacional se muestra en la Tabla 3.6., y se calculó tal como se mencionó anteriormente respetando las tasas de crecimiento relativo dadas por el Estudio de Latin Energy, en la cual se tenía un crecimiento relativo promedio anual de 3 %.

**TABLA 3.6.: PROYECCIÓN DE DEMANDA A NIVEL NACIONAL (MBPD)**

Departamento	2014	2015	...	2018	2019	...	2023	2024	2025
Total-Perú	101.79	105.03	...	112.46	115.93	...	130.66	134.64	138.72

Fuente: OSINERGMIN, Latin Energy.

En el gráfico siguiente, se muestra la proyección de demanda a nivel país en un diagrama de barras, en la cual se puede observar durante todo el horizonte del estudio se tiene una tendencia creciente de demanda de Diesel, comenzando inicialmente en 101.79 MBPD para el 2014, y finalmente 138.72 para el fin del proyecto.



**Figura 3-3: Proyección de demanda de Diesel a nivel nacional.**

Elaboración Propia.

### 3.1.3.2. Demanda Projectada de la zona de influencia de Refinería Conchán:

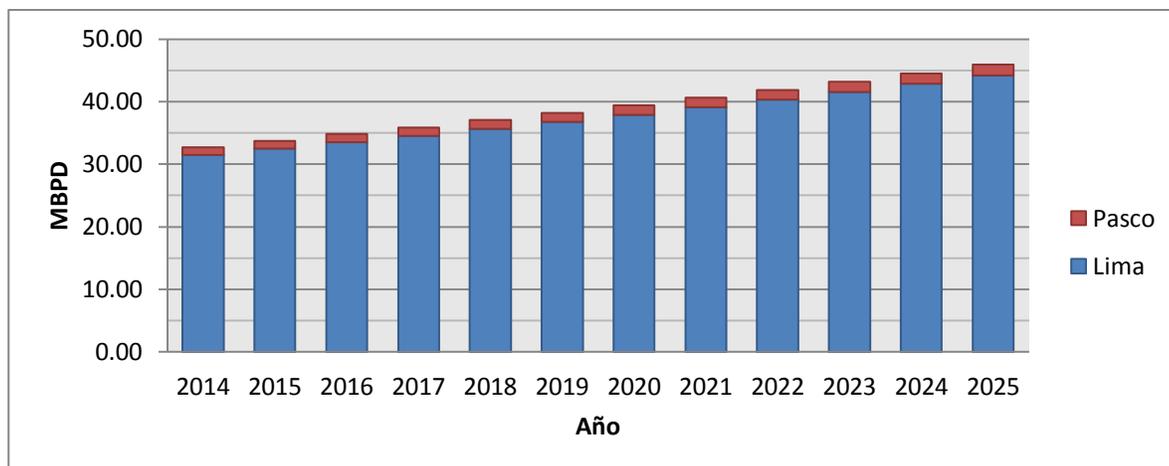
La proyección de demanda de los departamentos de influencia de Refinería Conchán, se muestra en la Tabla 3.7., en el cual similarmente al caso del nivel nacional, se tiene una tasa de crecimiento porcentual de 3.1% para la demanda de Diesel de cada departamento.

**TABLA 3.7: PROYECCIÓN DE DEMANDA A NIVEL CONCHÁN:**

Departamento	2014	2015	...	2018	2019	...	2023	2024	2025
Lima	31.51	32.51	...	35.69	36.81	...	41.61	42.90	44.22
Pasco	1.21	1.25	...	1.37	1.42	...	1.61	1.65	1.70

Fuente: OSINERGMIN, Latin Energy.

En la Figura 3-4, se muestra la proyección de demanda de Diesel para los departamentos de influencia de la Refinería Conchán. En la cual similar a la proyección de demanda a nivel país, se aprecia la constante creciente tendencia de consumo de Diesel, principalmente para el departamento de Lima: inicialmente en 32.7 MBPD en el año 2014, mientras que 45.9 MBPD para el final del horizonte del Proyecto.



**Figura 3-4: Proyección de demanda de Diesel a nivel Conchán.**

Fuente: Elaboración Propia.

### 3.2. Análisis de la Oferta:

#### 3.2.1. Definición de la Oferta:

Como se mencionó anteriormente, el Diesel procesado por Refinería Conchán se comercializa en Planta de Ventas Conchán, y en Planta de Ventas Pasco, la cual recibe Diesel mediante transferencias vía camiones cisterna y férrea.

Por lo tanto, para el presente Proyecto se considera como definición de la oferta la siguiente estructura:

- (I) Oferta de Planta de Ventas Conchán.
- (II) Oferta de Planta de Ventas Pasco.
- (III) Oferta de Refinería Conchán = (I) + (II)

### 3.2.2. Oferta Histórica:

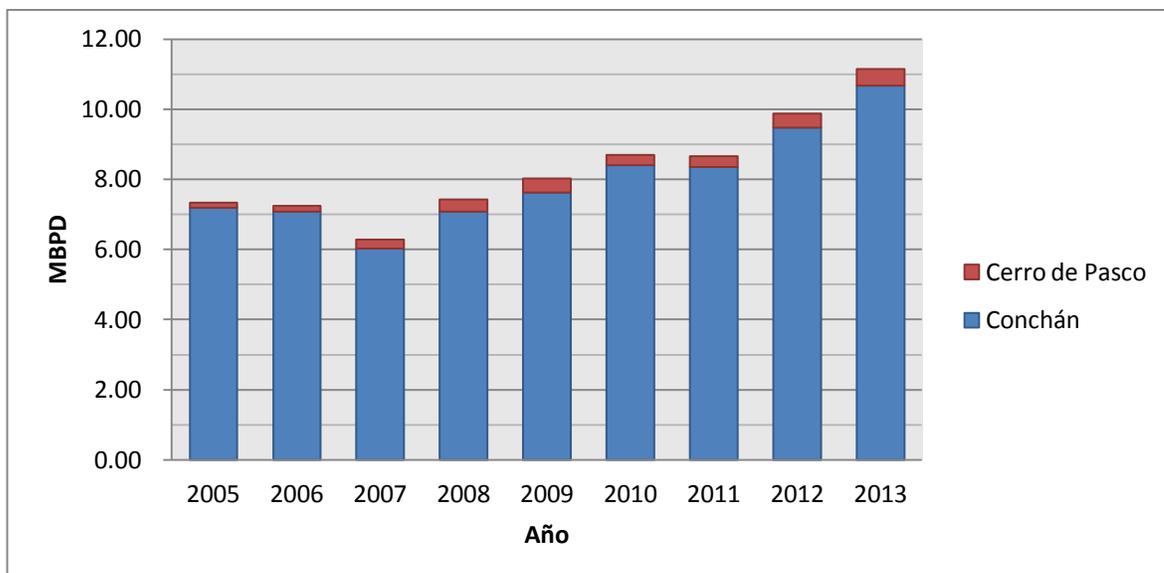
La oferta histórica de Diesel a nivel de Refinería Conchán se presenta en la Tabla 3.8., en el cual se aprecia que ésta se conforma principalmente por la oferta de Planta de Ventas Conchán en casi su totalidad y Planta de Ventas Pasco.

**TABLA 3.8.: OFERTA HISTÓRICA DE DIESEL (MBPD)-REFINERÍA CONCHÁN:**

Planta de Venta	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013
Conchán	7.19	7.08	6.03	7.09	7.63	8.41	8.36	9.48	10.68
Cerro de Pasco	0.14	0.18	0.25	0.35	0.41	0.28	0.31	0.40	0.47
<b>Refinería Conchán</b>	<b>7.33</b>	<b>7.26</b>	<b>6.28</b>	<b>7.44</b>	<b>8.04</b>	<b>8.70</b>	<b>8.67</b>	<b>9.87</b>	<b>11.16</b>

Fuente: PETROPERÚ S.A.

En la siguiente Figura, Figura 3-5; se muestra en un diagrama de barras el crecimiento de la oferta de Diesel a nivel de Refinería Conchán desde el año 2005 hasta el año 2013. Se aprecia que en este periodo de tiempo se aumentó principalmente 3.49 MBPD para Planta de Ventas Conchán, mientras que sólo 0.33 MBPD para Planta de Ventas Pasco.



**Figura 3-5: Oferta Histórica de Diesel-Refinería Conchán:**  
Elaboración Propia.

### 3.2.3. Oferta Proyectada:

La oferta proyectada de Diesel a nivel de Refinería Conchán se calcula al conocer el nivel de participación de consumo de Diesel de las Plantas de Ventas relacionadas a Refinería Conchán, en comparación con las demandas de los departamentos relacionados a éstas.

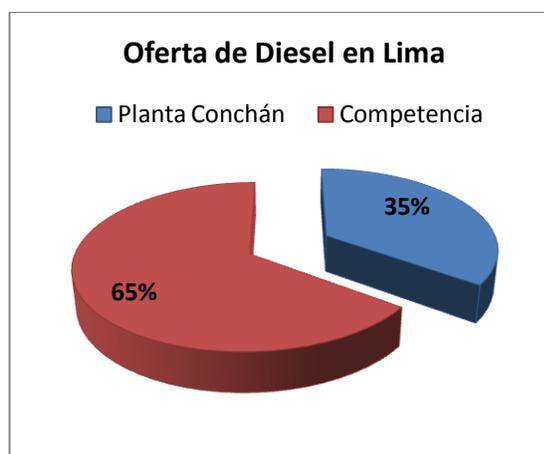
De esta manera, el nivel de participación de Planta Conchán y Pasco se calcula al comparar éstas con las demandas de Lima y Pasco respectivamente, para el año 2013:

**TABLA 3.9: PORCENTAJE DE PARTICIPACIÓN DE PETROPERÚ EN DE DIESEL, AÑO 2013:**

Departamento	MBPD	Departamento	MBPD
Planta Conchán	10.68	Planta Pasco	0.47
Competencia	19.85	Competencia	0.70
Demanda Lima	30.54	Demanda Pasco	1.18
<b>% Participación</b>	<b>34.99%</b>	<b>% Participación</b>	<b>40.16%</b>

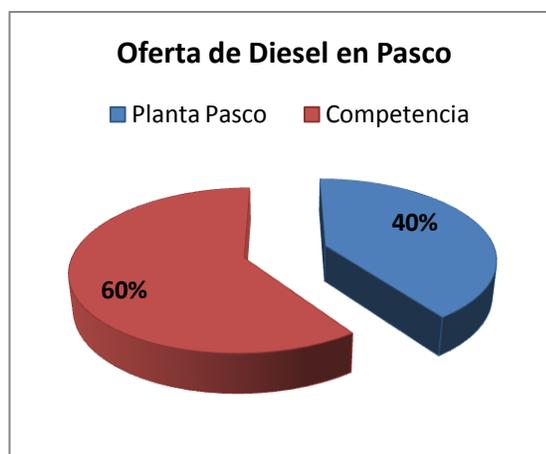
Elaboración Propia.

La Tabla 3.9 muestra que en el año 2013, Planta de Ventas Conchán tuvo un porcentaje de participación de 34.99 %, mientras que Planta de Ventas Pasco 40.16%, tal como se puede apreciar en las figuras 4-6 y 4-7 respectivamente:



**Figura 3-6: Porcentaje de participación de oferta de Diesel-Planta Conchán:**

Elaboración Propia.



**Figura 3-7: Porcentaje de participación de oferta de Diesel-Planta Pasco:  
Elaboración Propia.**

De acuerdo a los Objetivos Anuales y Quinquenales de la Empresa Petróleos del Perú, Objetivo 4.1.: “Optimizar la cuota de participación de mercado que permita el incremento de la utilidad”; se toma como base para la proyección de oferta que la participación en el mercado de Diesel no debe disminuir; esto es, el nivel de participación mostrado anteriormente se tomará constante durante todo el horizonte del Proyecto.

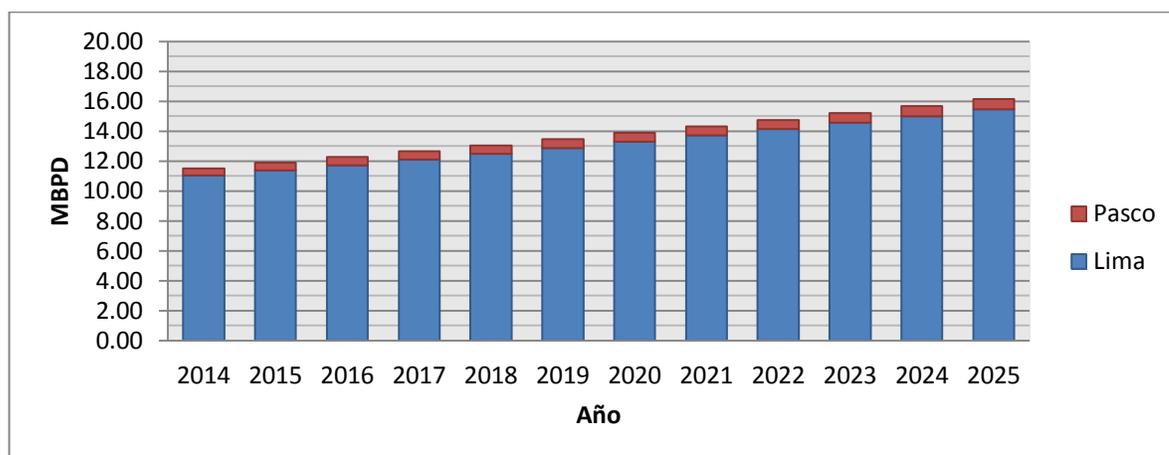
Por lo tanto, la oferta proyectada de Refinería Conchán se estima al multiplicar la demanda proyectada por departamentos (Lima y Pasco) por sus niveles de participación de cada planta de Ventas (Conchán y Pasco), tal como se muestra en la Tabla 3.10:

**TABLA 3.10.: PROYECCIÓN DE OFERTA DE DIESEL (MBPD)-REFINERÍA CONCHÁN:**

Departamento	2014	2015	...	2018	2019	...	2023	2024	2025
Lima	11.03	11.38	...	12.49	12.88	...	14.56	15.01	15.47
Pasco	0.49	0.50	...	0.55	0.57	...	0.64	0.66	0.68
<b>Refinería Conchán</b>	<b>11.51</b>	<b>11.88</b>	...	<b>13.04</b>	<b>13.45</b>	...	<b>15.20</b>	<b>15.67</b>	<b>16.15</b>

Elaboración Propia.

En la Figura 3-8., se muestra en un diagrama de barras la proyección de oferta de Refinería Conchán durante todo el horizonte del Proyecto (2014-2025), el cual incrementa en 4.6 MBPD de oferta de Diesel:



**Figura 3-8: Proyección de Oferta de Diesel-Refinería Conchán:**  
Elaboración Propia.

### 3.3. Balanza Comercial de Diesel:

Actualmente, el Perú es un país deficitario de Diesel de bajo azufre (ULSD), principalmente por las principales causas:

- ✓ Cumplimiento de la Ley N° 28694 que prohíbe la comercialización de Diesel con contenido mayor a 50 ppm.
- ✓ Actual capacidad y tecnología de las refinerías en el país, que no satisfacen la demanda de diesel ni las especificaciones de la Ley N° 28694.
- ✓ Constante crecimiento de la demanda interna de Diesel, principalmente por el desarrollo de actividades mineras, entre otras.

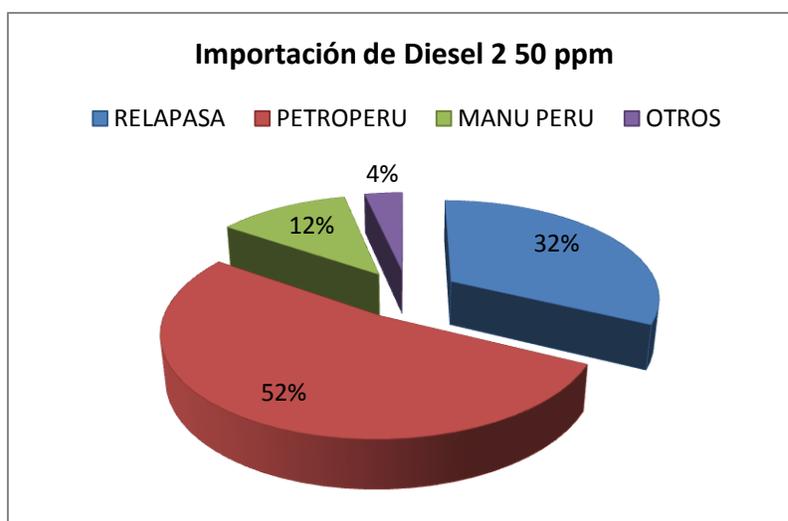
En la Tabla 3.11.; se aprecia el desglose de empresas que importaron Diesel 2/ Diesel 2 50 ppm durante el año 2013. Se puede apreciar que PETROPERÚ S.A. importó 8.4 millones de barriles de ULSD, la mayor cantidad de importación; frente a los 5.2 millones de Refinería La Pampilla.

**TABLA 3.11.: IMPORTACIÓN DE DIESEL EN AL AÑO 2013 (MBSL):**

Importaciones CIF Producto (MBSL)	EMPRESA				TOTAL
	RELAPASA	PETROPERU	MANU PERU	OTROS	
Diesel B5-50 ppm	0	318	0	964	1,283
Diesel 2 50 ppm	5,191	8,445	1,928	560	16,123

Fuente: MINEM

Esta cantidad de importación de Diesel de bajo azufre (Diesel 2-50 ppm) por parte de PETROPERÚ S.A. representa el 52% del total de importaciones, porcentaje mucho mayor al 32% referente a Refinería La Pampilla, tal como se puede apreciar en la Figura 3-9:



**Figura 3-9.: Distribución de la participación en la importación de Diesel, año 2013:  
Elaboración Propia.**

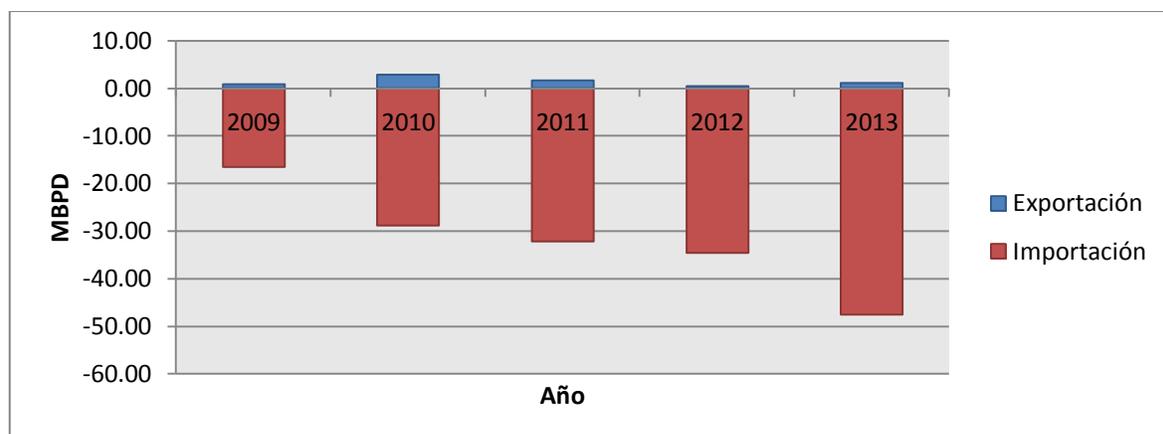
Este actual déficit de Diesel de bajo azufre, es sólo un reflejo de una balanza comercial histórica negativa de Diesel, con un gran volumen de importación que sigue en aumento; tal como se aprecia en la Tabla 3.12:

**TABLA 3.12.: BALANZA HISTÓRICA DE DIESEL (MBPD):**

Año	2009	2010	2011	2012	2013
Importación	-16.57	-28.81	-32.17	-34.63	-47.56
Exportación	0.76	2.80	1.56	0.41	1.06
<b>Balanza Comercial</b>	<b>-15.81</b>	<b>-26.01</b>	<b>-30.61</b>	<b>-34.21</b>	<b>-46.49</b>

Fuente: MINEM

La importación de Diesel de bajo azufre desde el año 2009 hasta 2013, ha tenido un crecimiento relativo promedio anual de 32%, mostrando su principal aumento para el año 2010 con 74%; mientras que para el último año 2013, un crecimiento relativo del 37%, tal como se puede observar en la Figura 3-10.



**Figura 3-10: Balanza Histórica de Diesel**

Elaboración Propia.

Esta balanza comercial histórica negativa se aprecia mejor al comparar los precios unitarios de importación CIF y de exportación (FOB) en US\$/BBL durante el periodo 2009-2013, tal como se puede apreciar en la Tabla 3.13:

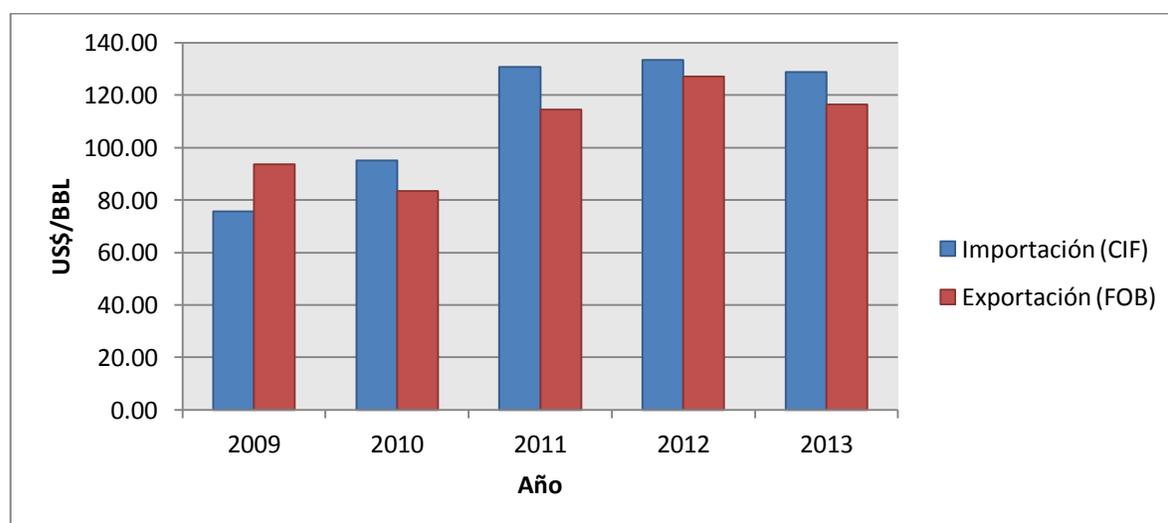
**TABLA 3.13: PRECIOS UNITARIOS DE IMPORTACIÓN/EXPORTACIÓN DE DIESEL (US\$/BBL):**

Año	2009	2010	2011	2012	2013
Importación (CIF)	75.69	95.07	130.71	133.28	128.86
Exportación (FOB)	93.55	83.39	114.51	127.11	116.40

Fuente: MINEM.

De acuerdo a esta Tabla, se observa que para el año 2013, el precio unitario promedio de importación (CIF) supera al de exportación (FOB) en 12.46 US\$/BBL.; y esta diferencia es aún mayor para el año 2011, donde se tiene una diferencia marcada de 16.20 US\$/BBL. Se espera que esta diferencia se resalte aún más en los siguientes años, debido a la necesidad de satisfacer los estándares de cantidad de azufre en el Diesel y la creciente demanda de éste durante los últimos años.

En la Figura 3-11, se muestra en un diagrama de barras una comparación de los precios de importación (CIF) y exportación (FOB) de Diesel durante los últimos años. Cabe resaltar que el alto precio de exportación en el año 2009 y 2013 se debe a que las cantidades exportadas fueron muy bajas comparadas con los demás años.



**Figura 3-11: Comparación de Precios de Importación (CIF)/Exportación (FOB) de Diesel:**  
Elaboración Propia.

### 3.4. Dimensionamiento de Unidad de Desulfurización de Diesel.

De acuerdo a la figura 3-8, se aprecia que para el año 2025 se espera una oferta de 16.15 MBPD de Diesel, mientras que la oferta para el año 2015 es de 11.88 MBPD. Como el esquema planteado es que la Unidad de Desulfurización de Diesel trate solamente lo producido en sus unidades de proceso (UDP y UDV), esta debe trabajar en un rango de operación de 2.0-2.6 MBPD durante el horizonte del Proyecto.

Si se considera un factor de operación (*Stream factor*) de 95%, significa que la Unidad tendrá una operatividad del 95% del total de días calendario. Además si consideramos un factor de seguridad de 10% para que la Unidad no opere a su capacidad de diseño, se tendría un dimensionamiento de la Unidad tal como se muestra en la tabla siguiente:

**TABLA 3.14: DIMENSIONAMIENTO UNIDAD DE DESULFURIZACIÓN DE DIESEL:**

Stream Factor	95%
Security Factor	10%
Oferta 2025 (MBPD)	2.60
<b>Dimensionamiento (MBPD)</b>	<b>3.01</b>

**Elaboración Propia.**

De acuerdo a la Tabla 3.14., se tiene un dimensionamiento de la Unidad de Desulfurización de Diesel de 3.0 MBPD; el cual será capaz de cubrir su nivel de participación de la demanda de este combustible a lo largo de todo el horizonte del Proyecto (2016-2025), siempre y cuando se considere que el diesel restante para comercialización sea mediante importación de ULSD y compra local de MDBS.

## CAPÍTULO IV

### EVALUACIÓN TÉCNICA

En el presente Capítulo se expondrá las diferentes tecnologías utilizadas actualmente en los procesos de Producción de Hidrógeno y Desulfurización de Diesel para luego seleccionar la tecnología más adecuada para el Desarrollo de la Tesis. Adicional a ello, se mostrará los resultados de una Simulación de Desulfurización de Diesel en un software comercial de simulación de procesos.

#### 4.1. Tecnologías - Producción de Hidrógeno:

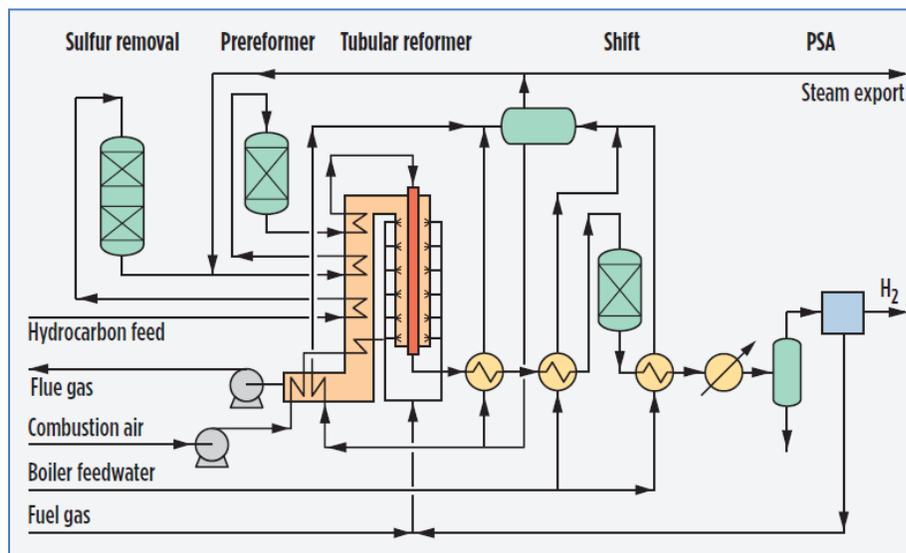
De acuerdo a las actuales tecnologías mostradas en el **2012 Gas Processes Handbook** de la revista **Hydrocarbon Processing**, para el proceso de Producción de Hidrógeno mediante Reformado de Vapor que será tercerizado, se tiene:

##### 4.1.1. Haldor-Topsoe.

**Aplicación:** Se puede producir hidrógeno a partir de gas natural, GLP, butano, nafta, gases de combustión de la refinería, entre otros. La capacidad industrial de producción excede los 200 MMPCD, mientras que el rango de pureza del hidrógeno puede variar entre 99.5-99.999%.

**Descripción:** Inicialmente la corriente de alimentación es desulfurizada y se le añade vapor de proceso para luego ser alimentada al pre-reformador. El siguiente reformado sucede en las paredes radiantes de la tecnología SMR Haldor Topsoe. Luego, los gases de proceso reaccionan en el reactor de conversión agua-gas y purificado mediante el sistema PSA para obtener hidrógeno de alta pureza y

gases restantes del PSA que son utilizados como combustible en el SMR, tal como se muestra en la Figura 4-1. El exceso de calor en la planta es eficientemente utilizado para el calentamiento del proceso y generación de vapor.



**Figura 4-1: Diagrama del Proceso: Producción de Hidrógeno-Haldor Topsoe.**  
**Fuente: 2012 Gas Processes Handbook.**

La pared radiante de la tecnología SMR de Haldor Topsoe opera a una temperatura alta de salida cerca a los 950°C (1740°F). Los catalizadores de reformación de Haldor Topsoe permiten una operación con una baja relación de vapor/carbono (S/C ratio) que es necesario para la eficiencia de alta energía y bajo costo de producción del hidrógeno.

**Economía de la Tecnología:** Las condiciones de este avanzado Reformado de Vapor puede alcanzar un consumo energético neto cerca de 2.96 Gcal/1,000 m<sup>3</sup> de hidrógeno al utilizar una alimentación de gas natural de 315 MM BTU/ H<sub>2</sub> PC.

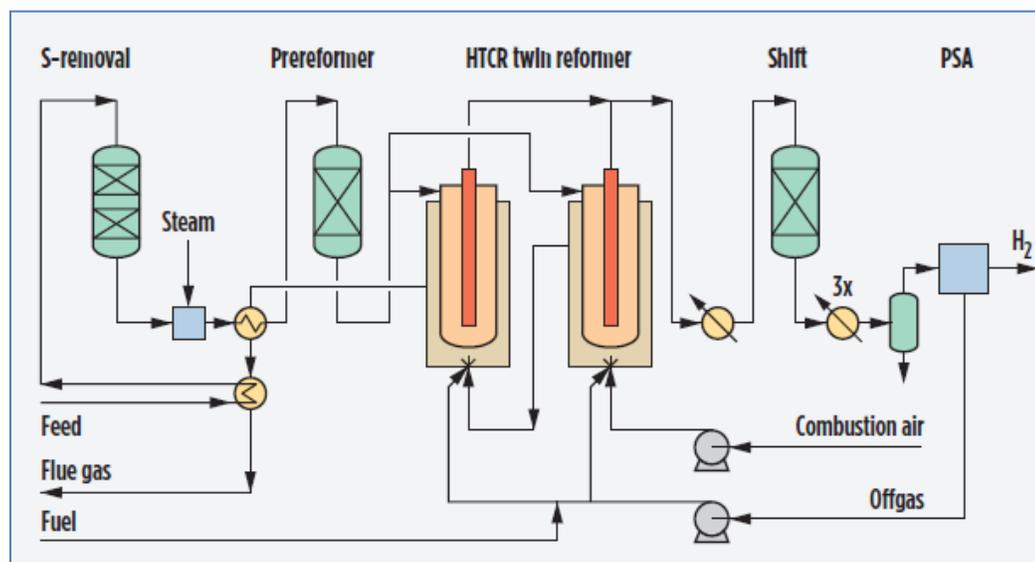
**Instalación:** En la actualidad, se tiene en operación más de 250 plantas industriales alrededor del mundo.

#### **4.1.2. Haldor Topsoe Reformador Convectivo - HCTR**

**Aplicación:** Se produce hidrógeno a partir de gas natural, GLP, nafta o gases de refinería mediante, mediante la tecnología *Haldor Topsoe Convective Reformer (HTCR)*. La capacidad de las plantas varían de 5-45 MMPCD y la pureza del hidrógeno puede llegar a 99.5-99.999 %.

**Descripción:** Una planta típica de esta tecnología cuenta principalmente con desulfurización de la carga, pre-reformado, reformador HTCR, reactor de conversión agua-gas y la purificación PSA para obtener hidrógeno de alta pureza. Los gases de escape (*offgas*) son utilizados como combustible en el HTCR. El exceso de calor en la planta es eficientemente utilizado para el calentamiento del proceso y generación de vapor.

Los gases como producto y los de combustión son ambos enfriados al proveer calor a la reacción del reformador. Esta alta eficiencia térmica permite un diseño eficiente de energía sin tener vapor de exportación. Para plantas de mayor capacidad, la sección de reformado consiste en dos reformadores HTCR, tal como se puede apreciar en la Figura 4-2:



**Figura 4-2: Diagrama del Proceso: Producción de Hidrógeno-HTCR.**

**Fuente: 2012 Gas Processes Handbook.**

**Área utilizada:** La tecnología HTCR permite el diseño de reformadores compactos lo que hace que la planta de producción de  $H_2$  sea bastante compacta con los equipos fáciles de montar en el comisionado. El área utilizada para una planta de producción de 27 MMPCD es de aproximadamente 50 x 40 metros, lo que lo hace un 30% menos espacioso que una planta convencional.

#### 4.1.3. Foster Wheeler.

**Aplicación:** Producción de hidrógeno para Hidrotratamiento, Hidrocraqueo u otro uso en procesos de refinación o químico.

**Materia Prima:** Puede ser hidrocarburos ligeros como: gases de refinería o gas natural, GLP o nafta ligera.

**Producto:** Hidrógeno con una pureza del 99.9%, a una presión de 350 psig con vapor de alta presión o CO<sub>2</sub> como subproductos.

**Descripción del Proceso:** La materia prima es inicialmente calentada (1) y luego purificada (2) con óxido de zinc para remover el azufre. Luego, esta es mezclada con vapor y precalentada posteriormente, luego reformada sobre un catalizador de níquel en los tubos del horno del reformador (3).

La pared del reformador de la tecnología Foster Wheeler combina alta eficiencia con la facilidad de operación y rentabilidad. Con su nuevo diseño asimétrico, el diseño de la sección radiante puede ser optimizado para reducir el consumo de combustible.

El gas de síntesis del reformador es enfriado mediante el vapor de generación y luego reaccionado en el reactor de conversión donde el CO reacciona con el vapor para formar H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> adicional (4).

En la sección PSA (5), las impurezas son removidas por un sólido absorbente, y el lecho de adsorción es regenerado por despresurización. El gas de purga de la sección PSA, que contiene  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$  y algo de hidrógeno, es utilizado como combustible en el horno de reformación, tal como se ve en la Figura 4-3:

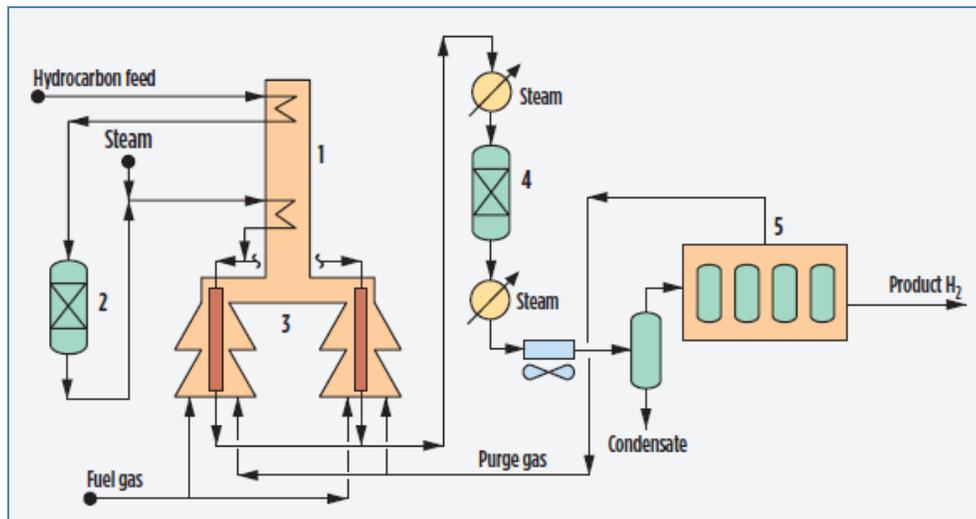


Figura 4-3: Diagrama del Proceso: Producción de Hidrógeno-Foster Wheeler.

Fuente: 2012 Gas Processes Handbook.

La recuperación de calor de los gases de reformación puede ser mediante precalentamiento del aire de combustión o la generación de vapor adicional. Variaciones incluyen un sistema de lavado especial de recuperación de  $\text{CO}_2$ .

**Instalaciones:** Actualmente, se tiene más de 100 plantas instaladas alrededor del mundo, con proyectos recientes que varían de 12 a 158 MMPCD.

#### 4.1.4. Linde.

**Aplicación:** Permite producir hidrógeno a partir de cargas de hidrocarburos tales como gas natural, GLP, gases de refinería, nafta, entre otros; mediante el proceso de Reformado de Metano con Vapor (*Steam Methane Reforming*).

**Pureza del producto:** Se puede alcanzar una pureza del hidrógeno de hasta aproximadamente 99.9999 % molar mediante el proceso de PSA (*Pressure Swing Adsorption*) altamente eficiente de Linde.

**Descripción:** Los pasos básicos del proceso son hidrodesulfurización de la alimentación, reformado de vapor, recuperación de calor del reformado y los gases de combustión para producir vapor de proceso y de exportación, la conversión de CO en un reactor de alta temperatura adiabático y la purificación final de hidrógeno mediante PSA.

**Horno reformador:** Cuenta con un diseño compacto de la caja de fuego con tubos, los cuales contienen al catalizador en múltiples filas paralelas. Además tiene un número mínimo de quemadores de tiro forzado, los cuales se encuentran integrados en la cámara de combustión. El fuego en contracorriente asegura un uniforme perfil de temperatura a través de la longitud de la tubería del reformador.

**Instalaciones:** Actualmente cuenta con más de 200 unidades instaladas para clientes en las industrias de la refinación, químico y de fertilizantes; con capacidades que oscilan de 1-100 MMPCD.

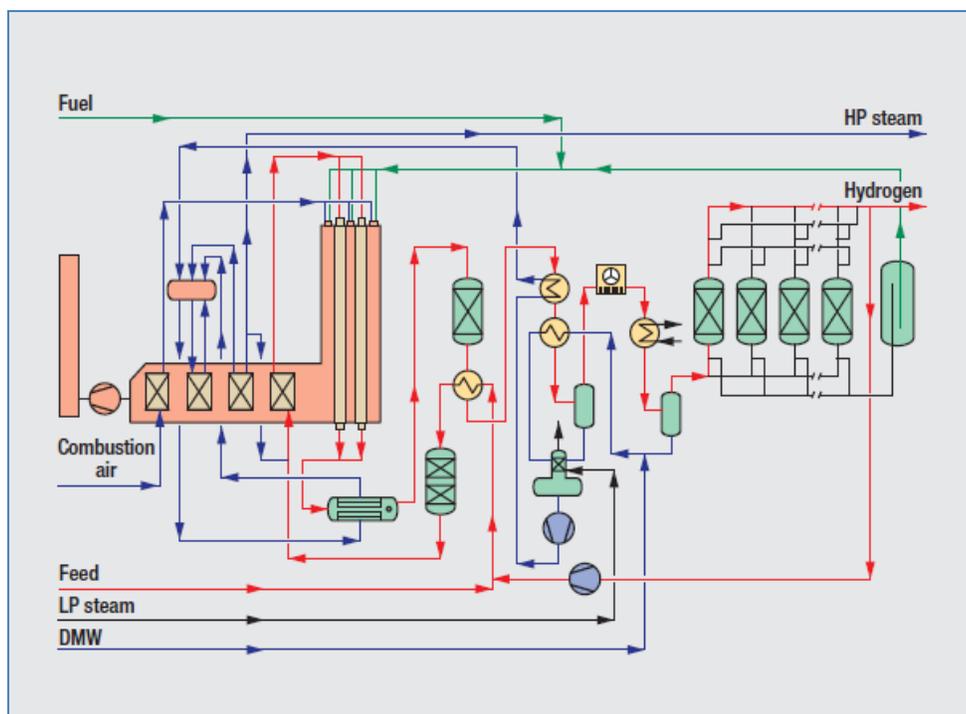


Figura 4-4: Diagrama del Proceso: Producción de Hidrógeno-Linde.

Fuente: 2012 Gas Processes Handbook.

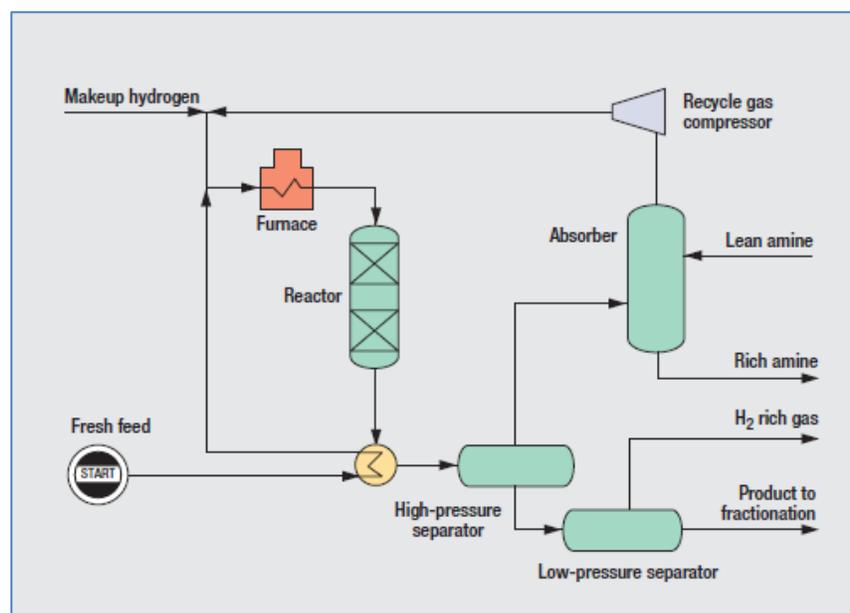
## 4.2. Tecnologías - Desulfurización de Diesel.

De acuerdo a las actuales tecnologías mostradas en el **2011 Refining Process Handbook**, para el presente proceso de Hidrotratamiento/Desulfurización de Diesel se tienen:

### 4.2.1. Haldor-Topsoe.

**Aplicación:** El proceso de Desulfurización de Diesel de la Tecnología Haldor Topsoe está diseñado para producir Diesel de Ultra bajo azufre (ULSD) ( $S < 10$  wppm) a partir de corrientes de destilados medios o craqueados. El diagrama del proceso se puede observar en la Figura 4-5.

Mediante la adecuada selección del catalizador y condiciones de operación, el proceso puede ser diseñado para producir Diesel con contenido de azufre menor a 5 ppm en reactores de baja presión (< 500 psig) o en reactores de alta presión cuando se requiere productos con alta índice de Cetano y contenido de poli-aromáticos.



**Figura 4-5: Diagrama del Proceso: Desulfurización de Diesel-Haldor Topsoe.**

**Fuente: 2011 Refining Process Handbook.**

**Descripción:** Este proceso de Hidrotratamiento combina los conocimientos de cinética de desulfurización, catalizadores de alta actividad, configuración interna del reactor, y la experticia de ingeniería de Haldor Topsoe en el diseño de nuevas unidades o ampliadas. Puede ser aplicado sobre un gran variado rango de presiones del reactor.

El catalizador de alta actividad BRIM es específicamente formulado con actividad de alta desulfurización y estabilidad en un reactor de baja presión (~500 psig) para producir Diesel con contenido de 5 ppm de azufre. Este catalizador es recomendable para la modernización de hidrotratadores existentes de baja presión o en unidades donde se requiere minimizar el consumo de hidrógeno.

**Instalaciones:** Actualmente, Haldor Topsoe cuenta con más de 70 reactores de Hidrotratamiento de Diesel diseñados para un contenido de azufre menor a 10 ppm, mientras que la configuración interna de estos ha sido instalada en más de 80 unidades.

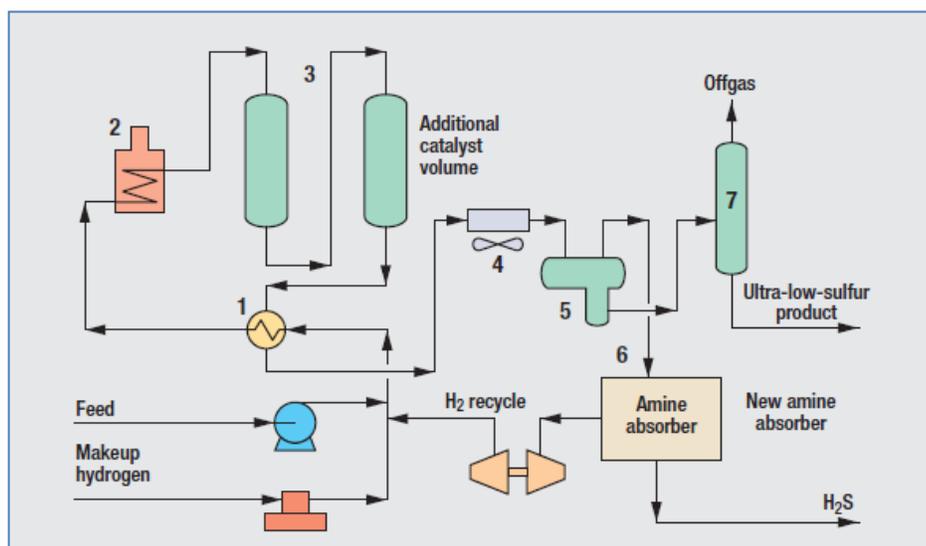
#### **4.2.2. Axens.**

**Aplicación:** Permite producir diesel de ultra bajo azufre (ULSD) y combustible diesel con alto índice de Cetano y mejor color a partir de cargas de destilados medios incluyendo diversas cargas craqueadas (tales como LCO, gasóleo ligero de coker o visbreaker, entre otros) al utilizar la tecnología Prime-D de Axens; la cual posee una serie de catalizadores de alta estabilidad y actividad, así como la configuración interna de alto rendimiento EquiFlow.

**Descripción:** De acuerdo a la Figura 4-6, la carga de alimentación y el hidrógeno son calentados en el intercambiador de calor (1) y en el horno (2), luego ingresa a la sección de reacción (3).

El efluente del reactor es enfriado mediante el intercambiador (1) y el refrigerador de aire (4) para luego ser separado en el separador (5). La fase gaseosa rica en hidrógeno es tratada en el absorbedor de amina para remover el H<sub>2</sub>S (6) y reciclado al reactor. La fase líquida es enviada al despojador (7) donde pequeñas cantidades de gas y nafta son removidas y el producto diesel de alta calidad es recuperado.

**Instalaciones:** Actualmente se han instalado cerca de 200 unidades de Hidrotratamiento de destilados medios donde cerca de 120 son de ULSD.



**Figura 4-6: Diagrama del Proceso: Desulfurización de Diesel-Axens.**

**Fuente: 2011 Refining Process Handbook.**

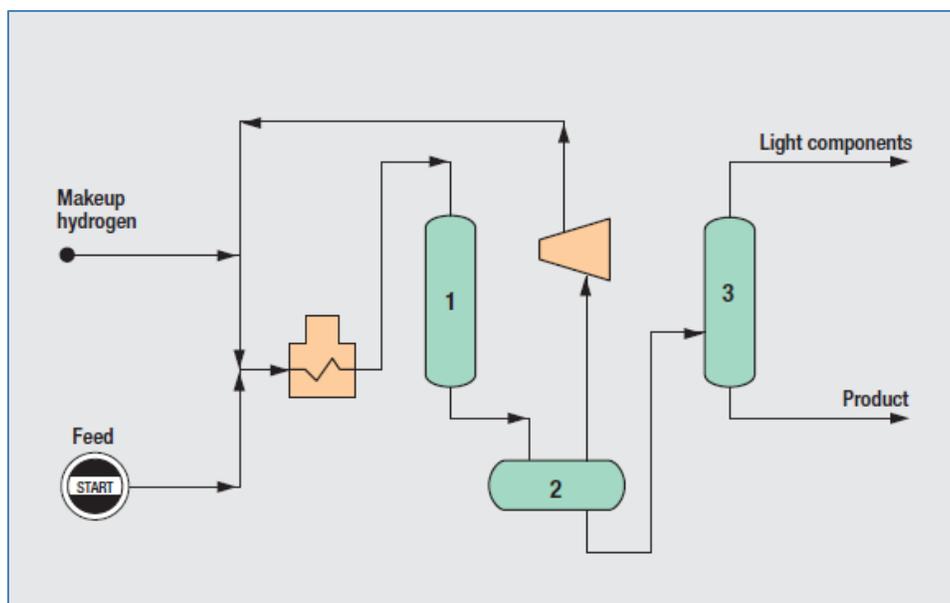
### 4.2.3. UOP.

**Aplicación:** La tecnología *Unionfining* de UOP facilita la hidrodesulfurización, hidrogenación e hidrogenación de cargas de hidrocarburos líquidos.

**Productos:** Se obtiene principalmente combustible Diesel de Ultra Bajo Azufre, así como carga para el reformado catalítico y pre-tratamiento del FCC; además se mejora la calidad del destilado como un mayor índice de Cetano y menor cantidad de aromáticos, además de procesos como la desulfurización, denitrogenación y demetalización de gasóleos atmosféricos y de vacío, entre otros.

**Descripción:** El proceso Unionfining de Máxima Calidad de Destilado (MQD: *Maximum Quality Distillate*) de la UOP mejora la calidad de los destilados medios para que así cumplan los requerimientos en contenido de azufre y aromáticos, número de Cetano y punto de niebla. El proceso se puede realizar en configuración de una sola etapa para aplicación de catalizadores de base metálica o en configuración de dos etapas para alcanzar la más alta calidad del Diesel mediante un catalizador de metal noble.

**Condiciones de operación:** Dependen de la carga de alimentación y del nivel de remoción de impurezas deseado. El rango de presión varía de 500 a 2000 psi, mientras que las temperaturas y las velocidades espaciales están determinadas por los objetivos del proceso.



**Figura 4-7: Diagrama del Proceso: Desulfurización de Diesel-UOP.**

**Fuente: 2011 Refining Process Handbook.**

**Instalaciones:** Actualmente se cuenta con más de cien unidades instaladas con esta tecnología.

### 4.3. Selección de Tecnologías.

Una vez que se han expuesto las principales tecnologías de los procesos que aplican a este proyecto de Tesis: Producción de Hidrógeno y Desulfurización de Diesel, es necesario seleccionar uno de ellos para cada proceso con el fin de poder analizar su aplicación a la realidad nacional.

Para una adecuada selección de la tecnología, se recomienda analizar la disponibilidad de información, uso de tecnología en diferentes países, rango de capacidad de procesamiento, calidad del producto, entre otros.

Finalmente, se mostrará una tabla resumen cuantitativo por proceso valorizado de acuerdo a los parámetros antes mencionados, con el fin de mostrar la tecnología a utilizar en función a la Tabla 4.1:

**TABLA 4.1: VALORACIÓN DE CRITERIOS DE ACUERDO A TECNOLOGÍA:**

Criterio	Valoración
Excelente	4.00
Muy bueno	3.00
Bueno / Regular	2.00
Deficiente / No menciona	1.00

**Elaboración Propia.**

#### **4.3.1. Producción de Hidrógeno:**

En la Tabla 4.2 se puede apreciar las características más resaltantes de cada tecnología antes explicada para el proceso de Producción de Hidrógeno. Principalmente se han analizado sólo 3 de las 4 tecnologías mostradas, por el hecho de que la tecnología HTCR (*Haldor Topsoe Convection Reforming*) de la empresa Haldor Topsoe se alinea más al proyecto de esta Tesis, por las razones de baja capacidad de procesamiento y uso de poco espacio para la presente tecnología.

**TABLA 4.2: DESCRIPCIÓN DE CRITERIOS POR TECNOLOGÍA- PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO:**

Criterio	Haldor Topsoe	Foster Wheeler	Linde
Calidad del Hidrógeno	99.999%	99.99%	99.999%
Unidades instaladas	+40	+100	+200
Capacidad de Procesamiento	5-45 MMPCD	1-95 MMPCD	1-100 MMPCD
Disponibilidad de Información	Alta	Mediana	Mediana
Eficiencia energética	3.32 Gcal	3.00 Gcal	3.07 Gcal
Área utilizada	Mínimo	Convencional	Convencional

**Elaboración Propia.**

En la Tabla 4.3 se muestra la valorización de tales características por tecnología, de acuerdo a ello se puede apreciar que la tecnología recomendada será la de HCTR de Haldor Topsoe por presentar mejores características que sus similares; principalmente en los criterios como: calidad del producto, disponibilidad de información y poca área utilizada.

**TABLA 4.3: VALORACIÓN DE CRITERIOS POR TECNOLOGÍA- PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO:**

Criterio	Haldor Topsoe	Foster Wheeler	Linde
Calidad del Hidrógeno	4.00	3.00	4.00
Unidades instaladas	3.00	4.00	4.00
Capacidad de Procesamiento	3.00	4.00	4.00
Disponibilidad de Información	4.00	2.00	2.00
Eficiencia energética	3.00	4.00	4.00
Área utilizada	4.00	2.00	2.00
<b>Selección de Tecnología:</b>	<b>21.00</b>	19.00	20.00

**Elaboración Propia.**

#### 4.3.2. Desulfurización de Diesel:

En la Tabla 4.4 se puede apreciar las características más resaltantes de cada tecnología antes explicada para el proceso de Desulfurización de Diesel. En ella se puede apreciar que las tres presentan alta flexibilidad en el proceso de carga, así como similares ventajas en su tecnología: Hidrodesaromatización y mejora de propiedades como color, entre otros:

**TABLA 4.4: DESCRIPCIÓN DE CRITERIOS POR TECNOLOGÍA- PRODUCCIÓN DE ULSD:**

Criterio	Haldor Topsoe	Axens	UOP
Calidad del ULSD	S<10 wppm	S<10 wppm	S<10 wppm
Unidades instaladas	+70	+120	+100
Carga	SR / Cracked	SR / Cracked	SR / Cracked
Disponibilidad de Información	Alta	Mediana	Mediana
Ventajas	HDA / Mejora del color	Mejora del color	HDA / Mejora del color
Presencia en Latinoamérica	Alta	Mediana	Mediana

**Elaboración Propia.**

En la Tabla 4.5 se muestra la valorización de cada característica de la tecnología presentada, en la cual se observa que la que presenta mejores cualidades es la de Haldor Topsoe.

**TABLA 4.5: VALORACIÓN DE CRITERIOS POR TECNOLOGÍA- PRODUCCIÓN DE ULSD:**

Criterio	Haldor Topsoe	Axens	UOP
Calidad del ULSD	4.00	4.00	4.00
Unidades instaladas	3.00	4.00	4.00
Carga	4.00	4.00	4.00
Disponibilidad de Información	4.00	3.00	3.00
Ventajas	4.00	3.00	3.00
Presencia en Latinoamérica	4.00	3.00	3.00
<b>Selección de Tecnología:</b>	<b>23.00</b>	21.00	21.00

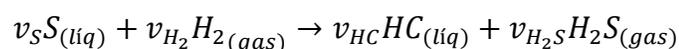
**Elaboración Propia.**

La selección de la tecnología de Haldor Topsoe para estos procesos se debe principalmente a su sólida presencia en Latinoamérica, no sólo presente en el Proyecto Modernización Refinería Talara, sino además de de los proyectos ya desarrollados en la región, como en la Refinería Lujan de Cuyo en Argentina.

#### 4.4. Modelamiento Cinético de la Desulfurización de Diesel.

Se ha realizado una simulación de la cinética de reacción de los componentes azufrados presentes en el Diesel mediante el software comercial POLYMATH, el cual permite resolver diferentes ecuaciones diferenciales relacionadas a las reacciones de tales componentes (**ver Anexo A**).

La reacción a seguir será una de pseudo-primer orden para los compuestos alquilados del DBT (Dibenzotiofeno), de acuerdo a la siguiente reacción:



Por lo que la reacción estará dada por la siguiente expresión:

$$r_{HDS} = k'_{HDS} C_S$$

Para la siguiente simulación se ha usado data experimental obtenida por J. Chen en el paper *“Hydrotreating Modeling-Helping Refiners to face Challenges of the Future”*, el cual fue desarrollado a 350 °C. La Tabla 4.6 muestra las constantes de pseudo primer orden para tales componentes.

**TABLA 4.6: CONSTANTES DE PSEUDO-PRIMER ORDEN PARA DBT'S EN EL DIESEL**

Compuesto	k, h <sup>-1</sup>
DBT	6.72
2-MDBT	6.93
3-MDBT	6.98
2,8-DMDBT	5.95
3,7-DMDBT	6.56
4-MDBT	2.69
1,4-DMDBT	2.90
2,4-DMDBT	3.11
3,4-DMDBT	3.16
4,6-DMDBT	1.32
1,4,6-TMDBT	1.84

**Fuente: "Hydrotreating Modeling-Helping Refiners to face Challenges of the Future", J. Chen.**

Tal como se puede apreciar, las reactividades de los dibenzotiofenos varían significativamente en función a la posición de los grupos metiles presentes en las posiciones del anillo aromático. De acuerdo a ello, tales reactividades se pueden clasificar en tres grupos: el primero de ellos con las constantes más altas son aquellas donde no se tienen grupos metilos en las posiciones 4 ni 6.

El segundo grupo, con una mediana constante de reacción, son aquellos donde el DBT tiene un grupo metil en la posición 4 o 6; mientras que el tercer grupo con las menores constantes de reacción son aquellos con grupos alquilos en las posiciones 4 y 6. Este decremento está atribuido al incremento del efecto de impedimento estérico en las posiciones 4 y 6, que no permite el adecuado contacto del DBT con la superficie del catalizador para las reacciones de Hidrodesulfurización.

La composición de los componentes azufrados se muestra en la Tabla 4.7, la cual toma como referencia aproximada el paper “*Hydrodesulfurization of sulfur-containing polyaromatic compounds in light gas oil using noble metal catalysts*”, en el cual se analizó la composición del SR-LGO (*Straight Run Light Gas Oil*) mediante técnicas de cromatografía de gases y detección de emisión atómica.

**TABLA 4.7: COMPOSICIÓN DE COMPUESTOS AZUFRADOS EN EL DIESEL**

Compuesto	Cont. (ppm)
DBT	1,000
2-MDBT	280
3-MDBT	280
2,8-DMDBT	200
3,7-DMDBT	200
4-MDBT	120
1,4-DMDBT	100
2,4-DMDBT	100
3,4-DMDBT	100
4,6-DMDBT	60
1,4,6-TMDBT	60
<b>Total:</b>	<b>2,500</b>

**Fuente:** “*Hydrodesulfurization of sulfur-containing polyaromatic compounds in light gas oil using noble metal catalysts*”, Atsushi Ishihara.

En la Figura 4.8 se puede apreciar la simulación de la cinética de reacción de la corriente de alimentación de Diesel con un contenido de azufre de 2500 ppm para un tiempo de residencia de 1,0 horas. De acuerdo a ello, se observa que en este tiempo se logra alcanzar los 50 ppm de azufre, exigidos por la reglamentación ambiental peruana.

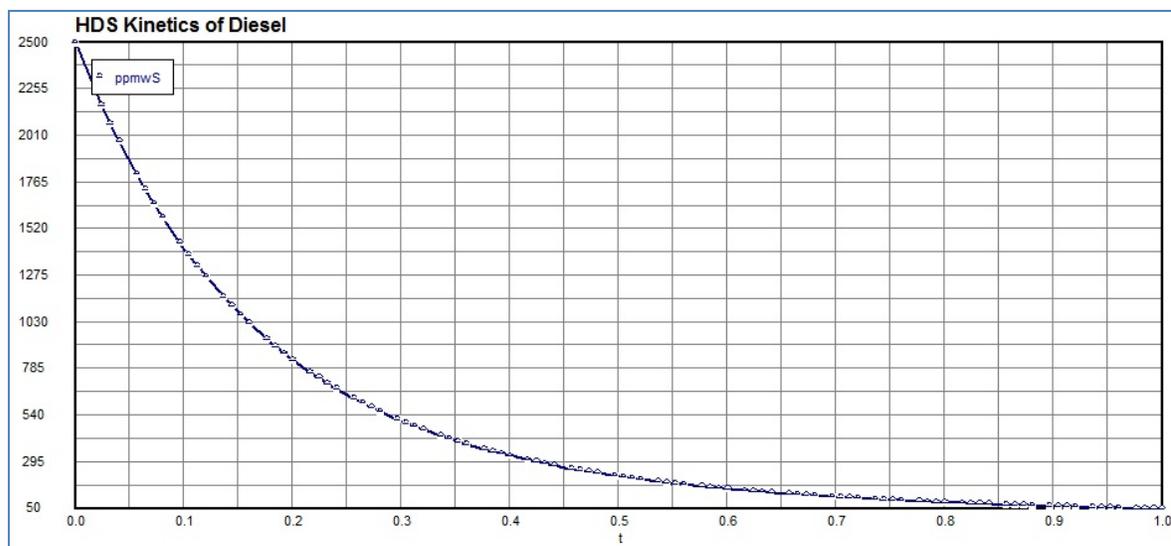


Figura 4-8: “Simulación de la cinética de reacción de los DBT en el Diesel (1 hora)”

Elaboración propia.

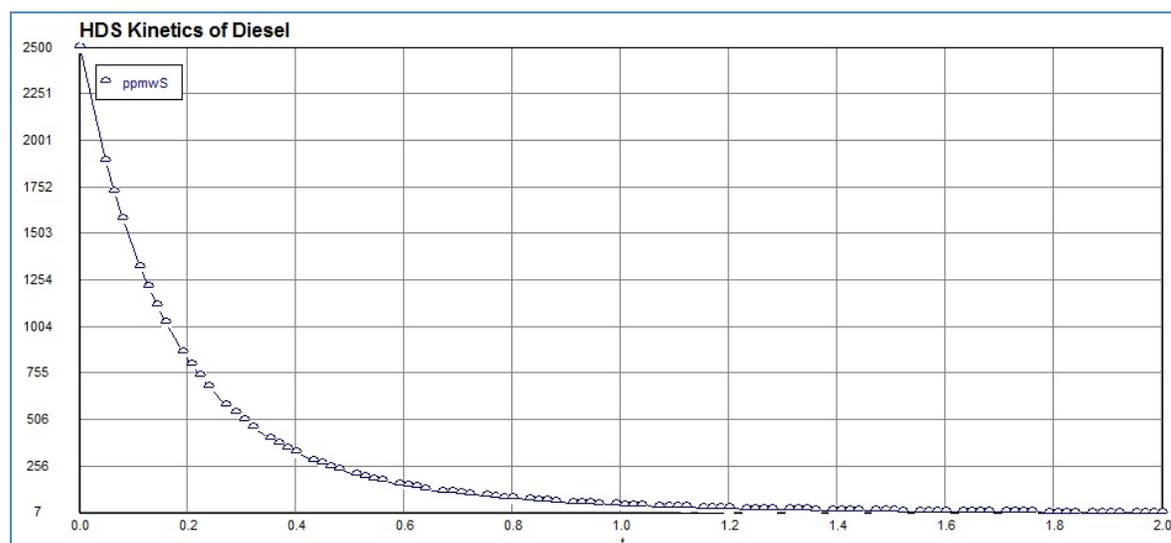


Figura 4-9: “Simulación de la cinética de reacción de los DBT en el Diesel (2 horas)”

Elaboración propia.

De acuerdo a la simulación en el software POLYMATH, si se puede lograr Diesel con contenido menores a 10 ppm, pero esto requiere que el tiempo de residencia sea mayor y por lo tanto el volumen del reactor. Esto se puede apreciar en la Tabla 4.8, en la cual se logra la calidad de 50 ppm y 10 ppm para el Diesel para los tiempos de residencia de 1,01 y 1,81 h<sup>-1</sup> respectivamente.

**TABLA 4.8: RENDIMIENTO DEL MODELAMIENTO DE DESULFURIZACIÓN**

t	ppmwSI	ppmwSII	ppmwSIII	ppmwS
-	1,960.00	420.00	120.00	2,500.00
0.08	1,145.11	331.36	105.72	1,582.18
0.16	670.92	261.75	93.22	1,025.90
0.24	393.31	206.82	82.24	682.37
0.30	256.66	171.32	74.42	502.40
0.40	135.39	129.21	64.09	328.69
0.54	51.96	84.68	51.29	187.92
0.64	27.47	63.92	44.24	135.62
0.72	16.16	50.57	39.13	105.86
0.80	9.52	40.03	34.62	84.16
0.94	3.67	26.29	27.81	57.77
<b>1.01</b>	2.41	21.81	25.24	<b>49.46</b>
1.10	1.28	16.49	21.83	39.60
1.20	0.68	12.47	18.89	32.05
1.28	0.40	9.89	16.76	27.05
1.36	0.24	7.84	14.87	22.95
1.44	0.14	6.22	13.20	19.56
1.52	0.08	4.93	11.72	16.74
1.60	0.05	3.91	10.41	14.37
1.68	0.03	3.10	9.25	12.39
1.76	0.02	2.46	8.23	10.71
<b>1.81</b>	0.01	2.14	7.67	<b>9.82</b>
1.90	0.01	1.63	6.66	8.30
1.92	0.01	1.55	6.51	8.07
1.98	0.00	1.29	5.93	7.22
2.00	0.00	1.23	5.80	7.03

Elaboración propia.

#### 4.5. Dimensionamiento de la Unidad de Producción de Hidrógeno.

De acuerdo al dimensionamiento de la Unidad de Desulfurización de Diesel de la sección 3.4, se tiene una capacidad aproximada de 3.0 MBPD para un horizonte del proyecto hasta el año 2025. Para poder dimensionar la capacidad mínima de la Unidad de Producción de Hidrógeno es necesario conocer el consumo del mismo en el Reactor de Hidrodesulfurización, para ello se muestra en la Tabla 4.9 los parámetros de operación más convencionales en el cual se aprecia el consumo de hidrógeno en unidades de pies cúbico estándar por barril.

**TABLA 4.9: PARÁMETRO DE OPERACIÓN EN LA HDS DE DIESEL:**

Parámetro de Operación	Unidades	Valor
Temperatura de ingreso al reactor	°F	645
Reactor $\Delta T$	°F	55
Presión de ingreso al reactor	psig	2280
Presión parcial del H <sub>2</sub>	psig	1728
Caída de presión en el reactor	psig	34.5
LHSV	hr <sup>-1</sup>	1.4
Relación H <sub>2</sub> /Oil	scf/bbl	4575
Relación alimentación/gas de reciclo	scf/bbl	5065
Relación alimentación/gas quench	scf/bbl	971
Consumo químico de H <sub>2</sub>	scf/bbl	422.3
% Desulfurización		98.9
% Denitrificación		73.9

**Fuente: Refining Processes Handbook, Surinder Parkash**

Si se considera un factor de operación (*Stream factor*) de 95% y un factor de seguridad de 10%, se tendría un dimensionamiento de la Unidad, como se muestra en la siguiente tabla.

**TABLA 4.10: DIMENSIONAMIENTO UNIDAD DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO:**

Stream Factor	95%
Security Factor	10%
Consumo 2025 (MMSCFD)	1.1
<b>Dimensionamiento (MMSCFD)</b>	<b>1.3</b>

**Elaboración Propia.**

De acuerdo a ello, se tendría que es necesario como mínimo la implementación de una Unidad de Producción de Hidrógeno de 1.3 MMSCFD para asegurar el abastecimiento de hidrógeno en el reactor de HDS hasta el termino del horizonte del proyecto.

Para la producción de hidrógeno a cargo de una empresa tercera, se utilizará el gas natural proveniente de Camisea, el consumo estimado de éste como materia prima y combustible es de aproximadamente 3,3-3,4 Gcal/1,000 Nm<sup>3</sup> (350-360 BTU/scf) de acuerdo a la tecnología seleccionada *Haldor Topsoe-HTCR*.

En el **Anexo B** se muestra el Lay Out propuesto para la implementación del presente proyecto, para ello será necesario reubicar algunos tanques con el fin de ubicar allí las nuevas unidades de Desulfurización de Diesel y Producción de Hidrógeno.

#### 4.6. Servicios Auxiliares.

En la Tabla 4.11 se aprecia el consumo unitario de servicios auxiliares necesarios por barril producido de ULSD en el proceso de Desulfurización de Diesel. Estos son principalmente el uso de energía, gas combustible y agua de enfriamiento.

**TABLA 4.11: SERVICIOS AUXILIARES-DESULFURIZACIÓN DE DIESEL:**

Utility	Unidad	Consumo por barril
Electricity	kwh	0.1172
Fuel Gas	MMBTU/hr	0.0023
Cooling water	gpm	0.0502

**Fuente: Tecnología Haldor Topsoe.**

Con los datos mostrados se realizará el cálculo de costo operativo anual en el siguiente Capítulo relacionado a la Evaluación Económica.

## **CAPÍTULO V**

### **EVALUACIÓN ECONÓMICA**

En base a la Evaluación Técnica presentada en el Capítulo IV, se seleccionó la tecnología Haldor Topsoe para el proceso de Desulfurización de Diesel. En función a ello, se analizará la evaluación económica del presente proyecto mediante sus indicadores de Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y Tiempo de Recuperación (PAY OUT).

El objetivo del presente Capítulo consiste en presentar de manera tabulada y ordenada la información más relevante acerca de los precios de insumos, materiales, costos de operación, entre otros; con el fin de analizar la viabilidad y rentabilidad de la implementación del proyecto de Tesis como una posible ruta de solución al problema planteado.

Es necesario mencionar que los cálculos referentes a costos, ingresos y egresos son estimaciones económicas para definir la viabilidad y sostenibilidad de la Implementación de una Unidad de Desulfurización de Diesel en Refinería Conchán, mas no se pretende dar resultados definitivos los cuales se encuentran fuera del alcance del presente trabajo.

## 5.1. Inversión de Capital.

La inversión de capital necesario para el desarrollo de esta Tesis está compuesta por la inversión de capital fijo, capital necesario para proveer los equipos e instalaciones de la planta, así como del capital de trabajo, capital necesario para la operación de la planta.

### 5.1.1. Capital fijo.

La inversión de capital fijo representa el capital necesario para adquirir e instalar los equipos destinados al proceso, incluido sus servicios auxiliares necesarios para el funcionamiento del proceso completo.

Para el presente trabajo se realizó una estimación del capital fijo mediante la estimación del costo sobre el aumento de escala y el uso del índice de costos de plantas del *Chemical Engineering*, mediante la siguiente fórmula:

$$C_{A,i} = C_{B,ii} * \left(\frac{Q_A}{Q_B}\right)^{0.6} * \frac{CEPCI_i}{CEPCI_{ii}}$$

$C_{A,i}$  :Capital fijo para capacidad A del año i.

$Q_A$  : Capacidad de Procesamiento en el año i.

$CEPCI_i$  : Índice de costo del Chemical Engineering del año i.

En función a tal ecuación e información recopilada de papers y revistas internacionales se ha calculado la siguiente inversión:

TABLA 5.1: INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO-ISBL:

Proceso:	Unidad	Tamaño	Costo MM\$
Desulfurización de Diesel	MBPD	3.0	12.7

Elaboración Propia.

El cálculo de la Inversión de ISBL (*Inside Battery Limits*) se muestra en detalle en el **Anexo C**. El costo total de inversión se muestra en la Tabla 5.2:

TABLA 5.2: INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO TOTAL:

Proceso:	Unidad	Tamaño	Costo MM\$
Desulfurización de Diesel	MBPD	3.0	12.70
Inversión ISBL:			12.70
Inversión OSBL:	10%	ISBL	1.27
Gastos de Ingeniería	8%	ISBL+OSBL	1.12
Licencia de Tecnología	4%	ISBL+OSBL	0.56
Contingencias	10%	ISBL+OSBL	0.40
<b>Inversión Total</b>			<b>13.44</b>

Elaboración Propia.

De acuerdo a la Tabla 5.2, la inversión total será de 13.44 MMUSD, esto incluye la inversión OSBL (*Offsite Battery Limits*), gastos de ingeniería: desarrollo de la ingeniería básica extendida y de detalle, así como el instrumento ambiental necesario; las licencias de tecnología de Haldor Topsoe y un 10% de imprevistos con el fin de controlar los riesgos en los estimados del presupuesto del proyecto.

### 5.1.2. Capital de Trabajo.

El capital de trabajo para este proyecto está conformado principalmente por la cantidad de producto terminado (ULSD) que se encuentra en los tanques de almacenamiento, para este caso se ha considerado un tiempo estimado de 30 días. El costo de ello se puede apreciar en la Tabla 5.3:

**TABLA 5.3: INVERSIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO:**

Producto	Días	Precio (USD/BBL)	Inversión (MMUSD).
ULSD	30	148.78	13.44

Elaboración Propia.

### 5.2. Costo total del producto.

El costo total del producto puede subdividirse en costos de producción y gastos generales, también conocidos como costos directos e indirectos en el proceso. En los costos de producción se incluyen todos los gastos directamente relacionados con la producción y con los equipos físicos de la planta de procesos, estos se dividen en:

#### 5.2.1. Costos directos de producción.

Entre los costos directos de producción tenemos el costo del Hidrógeno necesario en el proceso de Hidrodesulfurización, el cual se ve en la Tabla 5.4:

**TABLA 5.4: COSTO DE HIDRÓGENO:**

Descripción	Costo (USD/MSCF )
Hidrógeno	2.28

Fuente: Platts.

Los costos mensuales y anuales por trabajador, ya sea profesional o técnico se muestran en la Tabla 5.5:

**TABLA 5.5: COSTOS EN MANO DE OBRA TÉCNICO Y PROFESIONAL.**

Tipo de Mano de Obra	Costo mensual	Costo anual
Técnico	1,500.00 \$	21,000.00 \$
Profesional	2,500.00 \$	35,000.00 \$

Fuente: PETROPERU S.A.

La cantidad de personal a contratar se muestra en la Tabla 5.6, se ha considerado 3 turnos por día para la mano de obra técnica y un supervisor de operaciones por turno. Adicional a ello a un Ingeniero de Procesos y uno de Mantenimiento (Mecánico/Instrumentación):

**TABLA 5.6: CANTIDAD EN MANO DE OBRA TÉCNICO Y PROFESIONAL.**

Tipo	Cantidad
Técnico	6
Profesional	5

Elaboración Propia.

El costo de servicios auxiliares unitarios por procesos: Desulfurización de Diesel y Producción de Hidrógeno, se muestra en la Tabla 5.7:

**TABLA 5.7: COSTO DE UTILITIES-DESULFURIZACIÓN DE DIESEL:**

Utility	Costo	Unidad
Electricity	0.12	USD/kwh
Fuel Gas	4.54	USD/MMBTU
Cooling water	1.5	USD/m3

Elaboración Propia.

Los datos de costos unitarios para los procesos mencionados han sido tomados de diferentes fuentes nacionales e internacionales: PLATTS, LUZ DEL SUR, SEDAPAL, entre otros.

El costo anual de mantenimiento y reparaciones para una planta de procesos puede variar desde en un rango de 2-11% de la inversión de capital fijo. Esto está en función a las condiciones de operación del proceso, para este caso se ha tomado un porcentaje de 5%.

El suministro para las operaciones hace referencia a los suministros necesarios para que el proceso funcione eficientemente, esto es elementos que no pueden considerarse materias primas ni materiales de mantenimiento.

Están incluidos elementos como planos y diagramas, lubricantes, reactivos para análisis químicos, entre otros. El costo anual se calcula aproximadamente en un 10% del costo anual de mantenimiento.

En los gastos de laboratorio se incluyen el costo incremental en el costo de ensayo de laboratorio para el control de la operación y control de calidad de los productos. El costo anual se estima en un 20% del costo de mano de obra.

Los costos de catalizadores y solventes de acuerdo a data internacional se calcula aproximadamente en 0.8 MMUSD anuales.

El resumen de los costos antes mencionados se muestra en la Tabla 5.8:

**TABLA 5.8: COSTOS DE MANTENIMIENTO, SUMINISTRO, LABORATORIO Y CATALIZADORES.**

<b>Descripción:</b>	<b>%</b>	<b>Costo</b>	<b>MMUSD</b>
Mantenimiento	5%	Capital fijo	0.85
Suministro de operaciones	10%	Mantenimiento	0.09
Gastos de Laboratorio	20%	Mano de Obra	0.01
Consumo de Catalizadores			0.80

**Elaboración Propia.**

### 5.2.2. Gastos fijos.

Los costos que no varían con el volumen de producción se denominan gastos fijos, entre ellos tenemos los costos de depreciación, impuestos locales, seguros y alquileres.

Se ha tomado una depreciación lineal de 10 años para la inversión de capital fijo, por lo tanto el costo anual de depreciación es del 10% de tal inversión.

El costo de seguros se ha estimado aproximadamente en el 1% del costo de inversión de capital fijo. El resumen de tales gastos fijos se muestra en la Tabla 5.9:

**TABLA 5.9: RESUMEN DE GASTOS FIJOS:**

<b>Descripción:</b>	<b>%</b>	<b>Costo</b>	<b>MMUSD</b>
Depreciación	10%	Capital fijo	1.70
Seguros	1%	Capital fijo	0.17

**Elaboración Propia.**

### 5.2.3. Gastos generales de la Planta

Los gastos generales de planta son los gastos necesarios para el servicio de rutina de los nuevos procesos de la Planta. La mayor parte de estos se deben a: Ingeniería general, mantenimiento general de la planta, servicios de seguridad, talleres, depósitos, entre otros:

Se estima que el costo anual varía en un rango de 50-70% de los gastos de mano de obra, supervisión y mantenimiento. Para este caso se tomo un 50% de estos gastos.

**TABLA 5.10: GASTOS GENERALES DE LA PLANTA:**

Descripción:	%		MMUSD
Gastos generales de la Planta	50%	Mano de Obra, Supervisión y Mantenimiento	0.12

**Elaboración Propia.**

Los gastos generales del proyecto pueden clasificarse principalmente en gastos de administración, gastos de distribución y de marketing, gastos de investigación y desarrollo y gastos de financiación. Para la presente tesis, se considera sólo al gasto de administración como gasto incremental al proyecto, los gastos restantes se mantendrán igual.

### 5.2.4. Gastos de Administración.

Los gastos administrativos hacen referencia a los gastos relacionados con la gerencia o con las actividades administrativas, esto pueden ser salarios de administradores, contadores, útiles de oficina, entre otros. El costo anual de gastos de administración se estima en un 40% del costo de mano de obra.

**TABLA 5.11: GASTOS DE ADMINISTRACIÓN**

Descripción:	%		MMUSD
Gastos Administrativos	40%	Mano de Obra	0.03

**Elaboración Propia.**

### 5.3. Ingresos.

Los ingresos del Proyecto están relacionados principalmente a la generación de valor agregado al Diesel de alto azufre actualmente producido en Refinería Conchán, el cual se comercializará a precio de venta de ULSD.

Los precios unitarios internacionales FOB (*Free on board*) del ULSD y HSD (*High sulfur Diesel*) se muestra en la Tabla 5.12, mientras que los costos de importación se muestran en la Tabla 5.13.

**TABLA 5.12: PRECIOS DE ULSD Y HSD:**

Producto	Descripción	Unidad	Costo
ULSD	Precio Int.	USD/BBL	130.95
HSD	Precio Int.	USD/BBL	127.75

**Fuente: PLATTS.**

**TABLA 5.13: GASTOS DE IMPORTACIÓN-TERMINAL:**

Gastos	USD/BBL
CFR	2.00
Seguro	0.01
Puerto	0.15
Inspección	0.02
Financ.	0.08
Mermas	0.38

**Fuente: PETROPERÚ S.A.**

De acuerdo a ello, se muestra en la Tabla 5.14 el resumen de precios FOB de ULSD, HSD y precio de venta de ULSD:

**TABLA 5.14: RESUMEN DE PRECIOS UNITARIOS DE COMPRA Y VENTA:**

Producto	Descripción	Unidad	Costo
ULSD	Precio Ex-Refinería	USD/BBL	133.59
HSD	Precio Ex-Refinería	USD/BBL	130.39
ULSD	Venta	USD/BBL	148.78

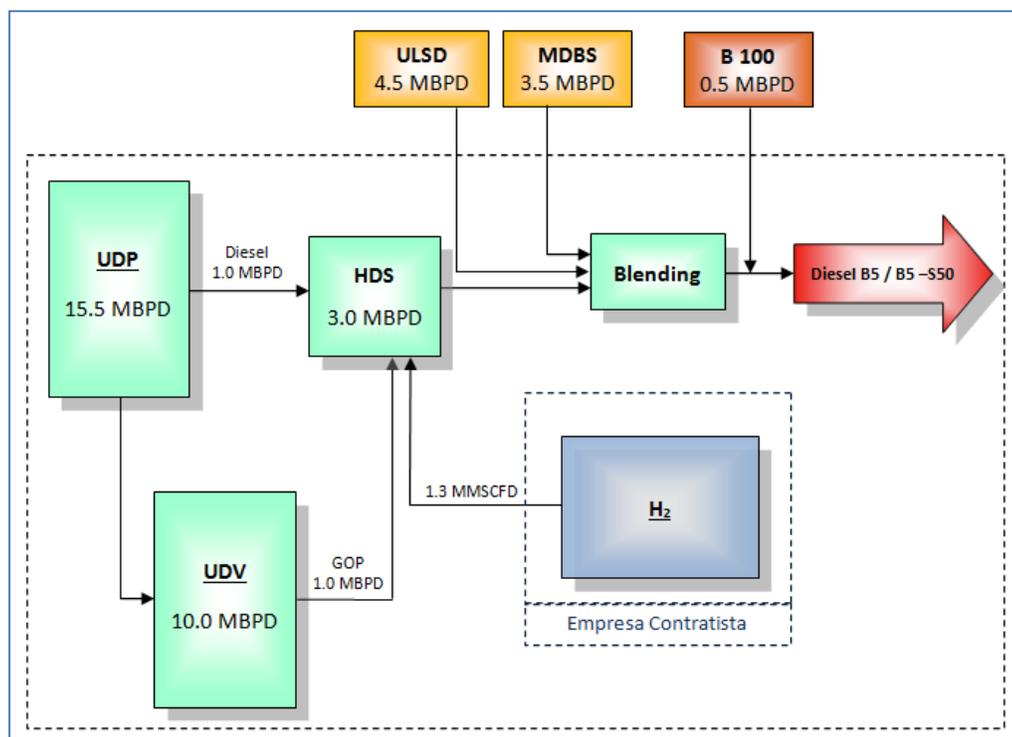
**Elaboración Propia.**

La Tabla 5.14 permite conocer al valor actual del Diesel de alto azufre (HSD) que actualmente produce Refinería Conchán y el precio final de venta como ULSD que tendrá cuando ya sea procesado en la Unidad de Desulfurización de diesel.

#### 5.4. Esquema con Proyecto:

Este esquema analiza la viabilidad técnico-económica para la Implementación de una Unidad de Desulfurización de Diesel propia de PETROPERÚ S.A.-Refinería Conchán, mientras que la construcción y operación de la unidad de Producción de Hidrógeno estaría a cargo de una empresa tercera que venda el hidrógeno producido a PETROPERÚ S.A.

De acuerdo a lo analizado en el sub-capítulo 4.5, la unidad de Producción de Hidrógeno deberá ser dimensionada como mínimo con 1.3 MMSCFD, el cual es el consumo de Hidrógeno necesario en el proceso de Hidrodesulfurización. En la Figura 5-1 se muestra el esquema propuesto.



**Figura 5-1: Esquema de Procesamiento con Proyecto.**  
Elaboración Propia.

En el **Anexo D** se muestra el esquema de ahorros y egresos incrementales para el esquema con proyecto con el fin de tener una mejor ilustración del mismo.

### 5.5. Evaluación Económica:

Las bases para la evaluación económica del esquema propuesto son los siguientes:

- Horizonte del Proyecto: 10 años.
- Tipo de depreciación : Lineal en 10 años.
- Tasa de corte : 12 %.

El cálculo de las inversiones se muestra en detalle en el **Anexo C**. En la Tabla 5.16 se muestran los indicadores económicos para mientras que el detalle se aprecia en el **Anexos E**.

**TABLA 5.15: INDICADORES DE RENTABILIDAD DEL ESQUEMA CON PROYECTO:**

Indicador:	Esquema propuesto
INVERSIÓN (MMUSD)	30.48
VAN (MMUSD)	27.68
TIR	29.17%
PAY OUT	4 años 6 meses

**Elaboración Propia.**

De acuerdo a la Tabla 5.15 se aprecia que el esquema propuesto presenta indicadores económicos positivos: VAN de 27.6 MMUSD constantes al año 2015, 29.17% de Tasa Interna de retorno y un tiempo de recuperación de la inversión en 4 años y 6 meses, los cuales indican que el proyecto es rentable desde un punto de vista económico.

## 5.6. Análisis de Sensibilidad:

Al esquema propuesto se ha realizado un análisis de Sensibilidad lineal de una sola variable para los siguientes factores: precio de venta del ULSD, precio del hidrógeno y costo total de inversión de ISBL.

Los resultados de ello se muestran en la Tabla 5.16 donde se ha hecho una variación de tales valores en un rango del 80-120%.

**TABLA 5.16: RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD:**

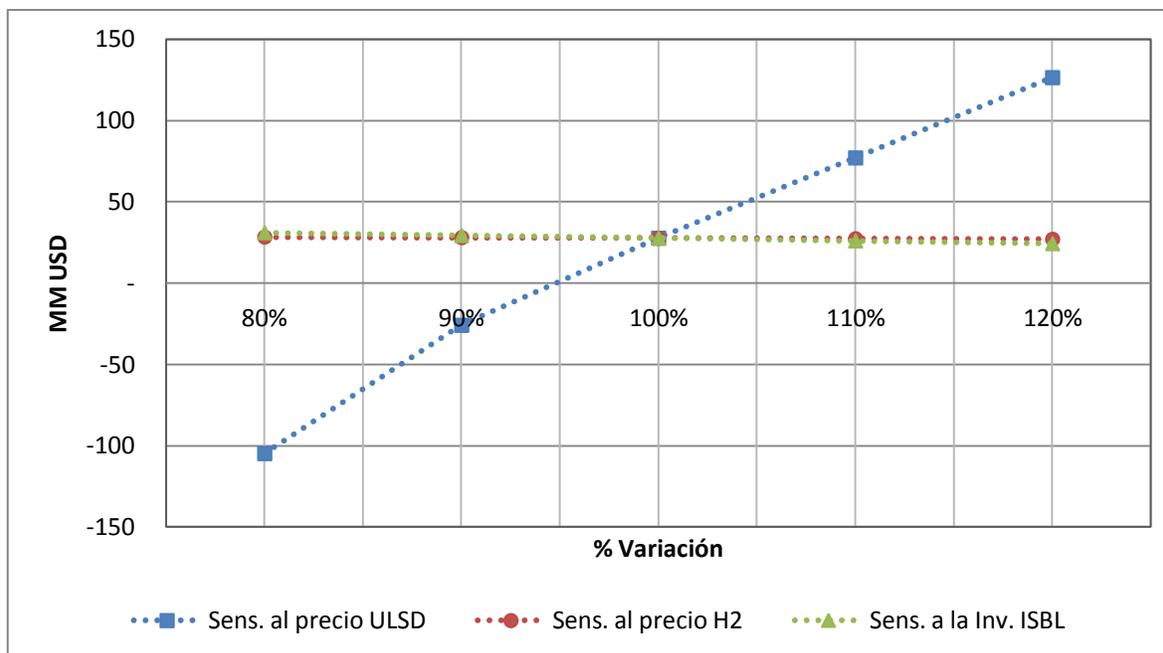
Valor Actual Neto MMUSD	Variación en %				
	80%	90%	100%	110%	120%
Sens. al precio ULSD	-104.75	-25.87	27.68	77.04	126.39
Sens. al precio H2	28.35	28.01	27.68	27.36	27.02
Sens. a la Inv. ISBL	31.04	29.36	27.68	26.01	24.33

**Elaboración Propia.**

De acuerdo a la Tabla 5.16 se aprecia que el precio de venta del ULSD es muy sensible al proyecto, al generar VAN negativos en los casos que éste representa el 80-90% del valor planteado.

Para las variables del precio del hidrógeno e inversión ISBL se aprecia que estas son muy poco sensibles al proyecto, al mostrar que las fluctuaciones en el VAN calculado difieren muy poco del VAN calculado en el esquema actual.

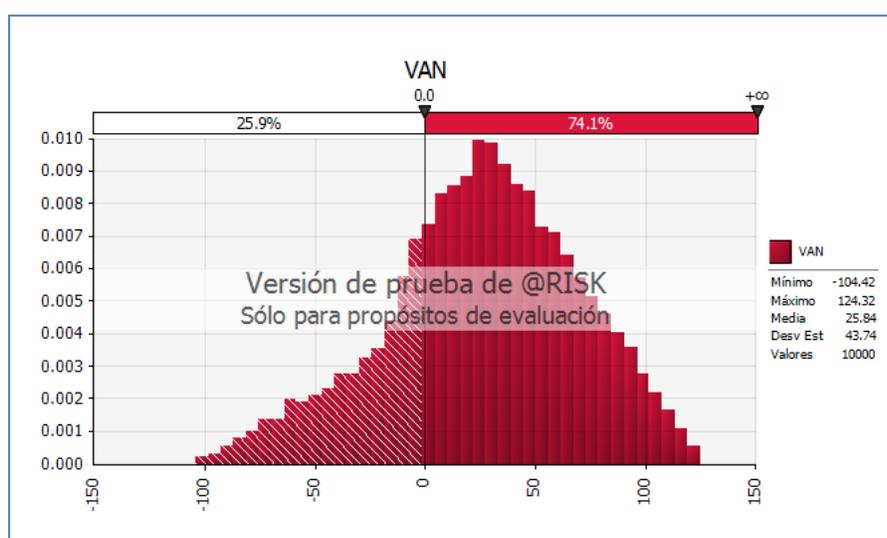
Tal como se puede apreciar en la Figura 5-2, la principal variable que afecta al desarrollo del Proyecto es el precio de venta de ULSD, mientras que las otras dos variables son muy poco sensibles al proyecto.



**Figura 5-2: Análisis de Sensibilidad del Proyecto.**

Elaboración Propia.

En la Figura 5-3 se muestra una Simulación Montecarlo aplicado al VAN, en el cual se aprecia que existe una probabilidad de ganar dinero ( $VAN > 0$ ) del 74%, indicando que la rentabilidad del proyecto está garantizada (ver Anexo G).



**Figura 5-4: Simulación Montecarlo al VAN del Proyecto.**

Elaboración Propia.

## CAPÍTULO VI

### CONCLUSIONES

- La demanda de Diesel a nivel nacional se estima que crecerá a un porcentaje anual relativo aproximado de 3%, mientras que el nivel de participación de Refinería Conchán en su área de influencia-Lima es del 35%. Esto genera que la proyección de oferta de Diesel de Refinería Conchán sea de 11.51-16.15 MBPD durante todo el horizonte del proyecto (2014-2025).
- La Unidad de Hidrodesulfurización de Diesel tendrá un dimensionamiento de 3.0 MBPD, el cual recibirá Hidrógeno de una Planta de Producción tercerizada de capacidad mínima de 1.3 MMSCFD.
- La tecnología a utilizar para el proceso de Desulfurización de Diesel es del licenciante Haldor Topsoe principalmente debido a su flexibilidad de procesamiento y experiencia en Latinoamérica, entre otros criterios.
- El Modelamiento cinético para la Desulfurización de Diesel muestra que es viable la obtención de ULSD (50 ppmS) para un tiempo de reacción de 1,0 hora; además se puede obtener Diesel con 10 ppm de azufre si el tiempo de reacción aumenta en un 80%.
- El escenario propuesto donde se plantea la implementación de una unidad de Desulfurización de Diesel de 3.0 MBPD y que se tercerice la planta de Producción de Hidrógeno requiere una inversión de 30.48 MMUSD que se recuperan a los 4 años y 6 meses, además de un VAN de 27.68 MMUSD y un TIR de 29.17%.

- El análisis de sensibilidad al Proyecto muestra que la variable de precio de venta de ULSD tiene un gran impacto sobre la rentabilidad del proyecto, en algunos casos haciéndolo no viable. Las otras variables como precio del hidrógeno e Inversión ISBL inciden muy poco sobre la rentabilidad del proyecto, haciéndolos en todos los casos igual de rentable.

## CAPÍTULO VII

### RECOMENDACIONES

- La Producción de Hidrógeno a cargo de una empresa tercera, se deberá realizar con el proceso de reformado de metano con vapor (*Steam Methane Reforming*) utilizando como materia prima el gas natural que actualmente recibe proveniente de Camisea.
- Se deberá desarrollar una Ingeniería Básica Extendida (FEED) y luego una Ingeniería de Detalle del Proyecto, con el fin de afinar estimaciones económicas obtenidas en esta Tesis.
- La Implementación de las Unidades de Desulfurización de Diesel y Producción de Hidrógeno se deberán realizar al corto o mediano plazo, con el fin de alinearse a la actual política medioambiental de país y mantener la posición estratégica que Refinería Conchán presenta en la comercialización de combustibles a nivel empresarial y nacional.
- El sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ) producido en la etapa de desulfurización de Diesel es tratado previamente en un absorbedor de aminas para separar el hidrógeno no reaccionado. Luego de ello, este contaminante deberá ser utilizado para la producción de Ácido Sulfúrico mediante el proceso WSA (*Wet Sulfuric Acid*), el cual permite obtener ácido sulfúrico con concentración aproximada del 98%.
- La posterior integración de una unidad de Producción de Ácido Sulfúrico generará mayor rentabilidad al proyecto ya que este tiene un alto precio en la región, además de tener un mercado vigente en la industria de fertilizantes.

## BIBLIOGRAFÍA

1. PETROPERÚ S.A., *Análisis de la demanda actual y proyectada para un horizonte de 15 años (2011/2025) de combustibles derivados de petróleo (líquidos y gas) y Gas Natural*, 2011.
2. PETROPERÚ S.A., *Manual de Operaciones de Refinería Conchán*.
3. REPSOL - CLB Tecno Lógica SAC e Inspectra SA, *EIAsd RLP21 Adecuación a Nuevas Especificaciones de Combustibles*, 2014.
4. Gunardson Harold, *Industrial Gases in Petrochemical Processing*, Marcel Dekker Inc., 1<sup>st</sup> Edition, 1998, Chapters 2 & 3: “Synthesis Gas Manufacture” & “Syngas, Hydrogen, and Carbon Monoxide Separation”.
5. Hydrocarbon Processing, *2011 Refining Processes Handbook*, 2011.
6. Hydrocarbon Processing, *2012 Gas Processes Handbook*, 2012.
7. Meyers Robert, *Handbook of Petroleum Refining Processes*, Mc Graw Hill, 3<sup>rd</sup> Edition, 2004, Parts 6 & 8: “Hydrogen Production” & “Hydrotreating”.
8. Ancheyta Jorge, *Modelling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining*, Wiley Publication, 1<sup>st</sup> Edition, 2011, Chapter 3: “Modelling of Catalytic Hydrotreating”.
9. Parkash Surinder, *Refining Processes Handbook*, Gulf Professional Publishing, 1<sup>st</sup> Edition, 2003, Chapter 2: “Distillate Hydrotreating”.
10. Peters Max, *Diseño de Plantas y su evaluación Económica para Ingenieros Químicos*, Editorial Géminis, 3<sup>ra</sup> Edición, 1978.

11. Cooper Barry, *Production of ULSD: Catalysts, Kinetics and Reactor Design*, Haldor Topsoe.
12. Neumann Gerhard, *CoMo catalyst*, Hydrocarbon Engineering, June 2004.
13. J. Chen, *Hydrotreating Modeling-Helping Refiners to Face Challenges of the Future*, SPE International, SPE/PS-CIM/CHOA 97735, 2005.
14. Ishihara Atsushi, *Hydrodesulfurization of sulfur-containing polyaromatic compounds in light gas oil using noble metal catalysts*, Applied Catalysis, 2005.
15. Thakkar Vasant, *LCO Upgrading a novel approach for greater added value and improved returns*, UOP LLC, 2005.

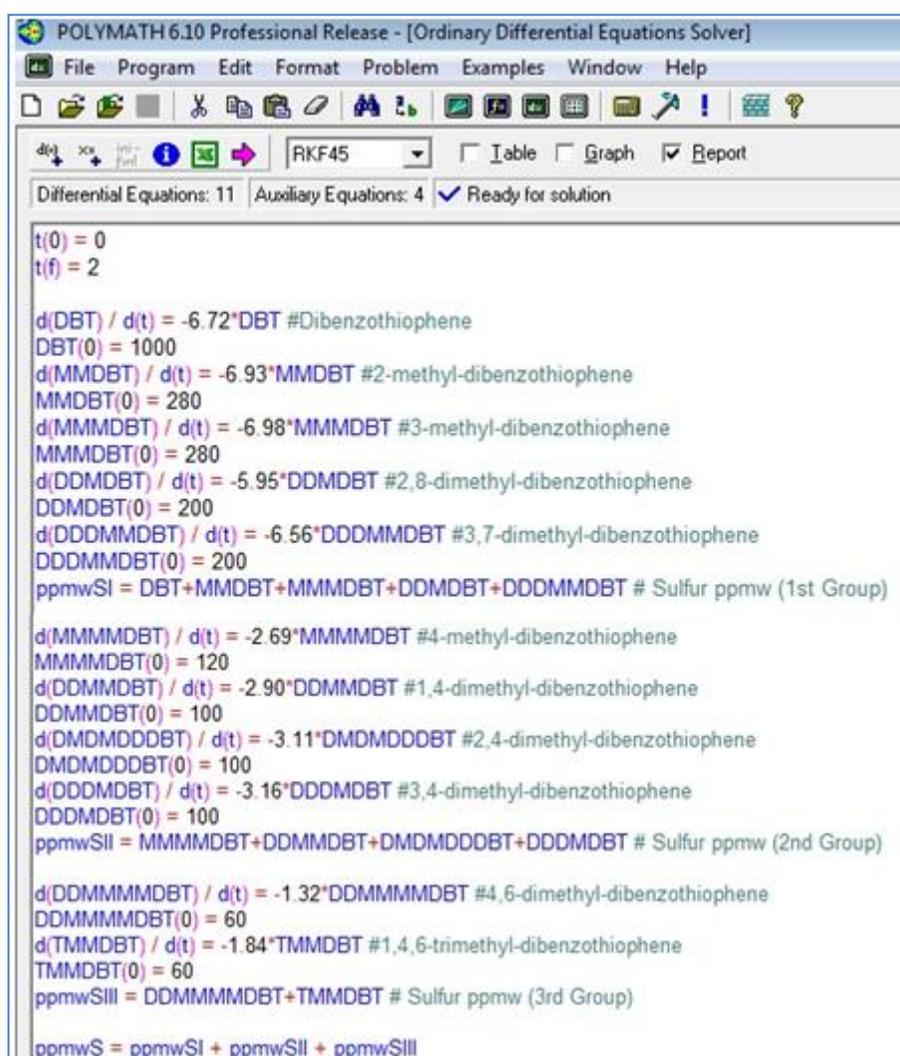
#### PÁGINAS WEB CONSULTADAS:

1. Ministerio de Energía y Minas:  
<http://www.minem.gob.pe/>
2. SCOP-DOCS, OSINERGMIN:  
<http://www.osinergmin.gob.pe/>
3. PETRÓLEOS DEL PERÚ S.A.:  
<http://www.petroperu.com.pe/>  
<http://www.petroperu.com.pe/pmrt/>
4. PLATTS:  
<http://www.platts.com/>
5. Chemical Engineering:  
<http://www.chemengonline.com/>
6. HALDOR TOPSOE:  
<http://www.topsoe.com/>

## **ANEXOS**

## ANEXO A: “MODELAMIENTO CINÉTICO DE DESULFURIZACIÓN DE DIESEL MEDIANTE EL SOFTWARE POLYMATH”

De acuerdo a la data mostrada en el Capítulo 4.4, se modelo las reacciones de desulfurización de pseudo-primer orden para cada compuesto azufrado presente en la corriente de Diesel en el software POLYMATH. En la Figura A-1 se muestra la data ingresada como ecuaciones diferenciales de primer orden.



```

POLYMATH 6.10 Professional Release - [Ordinary Differential Equations Solver]
File Program Edit Format Problem Examples Window Help
d(t) x(t) int(t) RKF45 Table Graph Report
Differential Equations: 11 Auxiliary Equations: 4 Ready for solution

t(0) = 0
t(f) = 2

d(DBT) / d(t) = -6.72*DBT #Dibenzothiophene
DBT(0) = 1000
d(MMDBT) / d(t) = -6.93*MMDBT #2-methyl-dibenzothiophene
MMDBT(0) = 280
d(MMMDBT) / d(t) = -6.98*MMMDBT #3-methyl-dibenzothiophene
MMMDBT(0) = 280
d(DDMDBT) / d(t) = -5.95*DDMDBT #2,8-dimethyl-dibenzothiophene
DDMDBT(0) = 200
d(DDMMDBT) / d(t) = -6.56*DDMMDBT #3,7-dimethyl-dibenzothiophene
DDMMDBT(0) = 200
ppmwSI = DBT+MMDBT+MMMDBT+DDMDBT+DDMMDBT # Sulfur ppmw (1st Group)

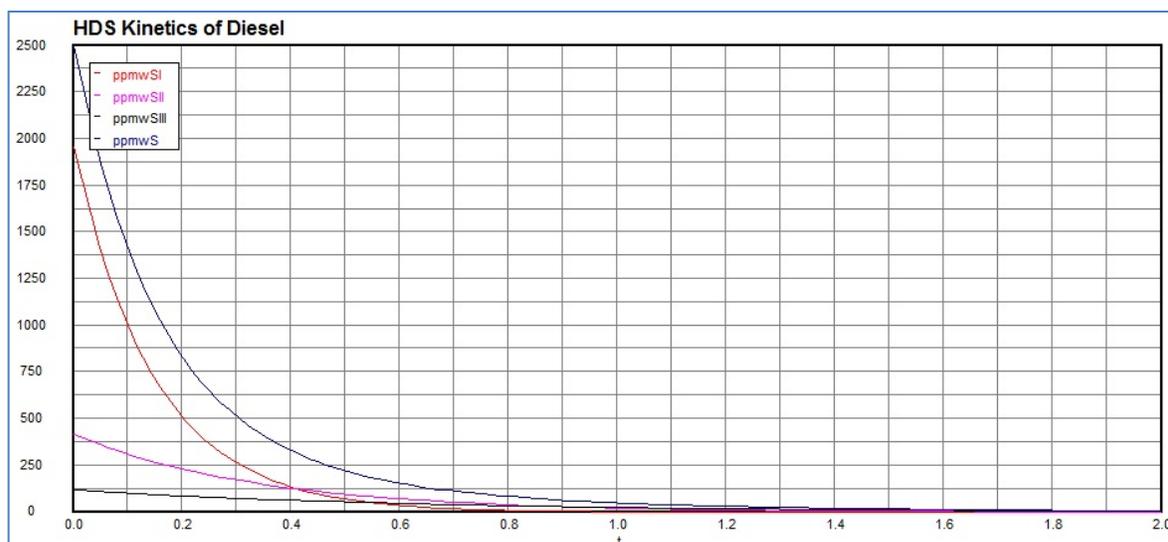
d(MMMMDBT) / d(t) = -2.69*MMMMDBT #4-methyl-dibenzothiophene
MMMMDBT(0) = 120
d(DDMMDBT) / d(t) = -2.90*DDMMDBT #1,4-dimethyl-dibenzothiophene
DDMMDBT(0) = 100
d(DMDMDDDBT) / d(t) = -3.11*DMDMDDDBT #2,4-dimethyl-dibenzothiophene
DMDMDDDBT(0) = 100
d(DDDMDBT) / d(t) = -3.16*DDDMDBT #3,4-dimethyl-dibenzothiophene
DDDMDBT(0) = 100
ppmwSII = MMMMDBT+DDMMDBT+DMDMDDDBT+DDDMDBT # Sulfur ppmw (2nd Group)

d(DDMMMMDBT) / d(t) = -1.32*DDMMMMDBT #4,6-dimethyl-dibenzothiophene
DDMMMMDBT(0) = 60
d(TMMDBT) / d(t) = -1.84*TMMDBT #1,4,6-trimethyl-dibenzothiophene
TMMDBT(0) = 60
ppmwSIII = DDMMMMDBT+TMMDBT # Sulfur ppmw (3rd Group)

ppmwS = ppmwSI + ppmwSII + ppmwSIII
  
```

**Figura A-1: Data ingresada al POLYMATH para Desulfurización de Diesel.  
Elaboración Propia.**

El Modelamiento cinético se separó en 3 grupos de compuestos azufrados con el fin de observar su comportamiento de reacción en función a la disposición espacial del azufre en el compuesto del Dibenzotiofeno.



**Figura A-2: Modelamiento cinético según grupos de compuestos azufrados:  
Elaboración Propia.**

De acuerdo a la Figura A-2 se observa que la velocidad de reacción de los grupos de dibenzotiofenos varía significativamente en función a la posición de los grupos metiles presentes en las posiciones del anillo aromático.

Tal como se mencionó en el Capítulo 4.4 este decremento está atribuido al incremento del efecto de impedimento estérico en las posiciones 4 y 6 del Dibenzotiofeno, que no permite el adecuado contacto del DBT con la superficie del catalizador para las reacciones de Hidrodesulfurización.

## ANEXO B: “LAYOUT DE UNIDADES DE PROCESO EN EL PROYECTO”

La implementación de nuevas unidades de proceso como Producción de Hidrógeno y Desulfurización de Diesel conlleva el hecho de adecuar la actual disposición de la Refinería Conchán. En la Figura B-1 se aprecia la ubicación y actual Lay Out de la Planta.



**Figura B-1: Ubicación de Refinería Conchán.**

**Fuente: Google Maps.**

De acuerdo a la Figura B-2, se aprecia que el área de procesos no cuenta con espacio suficiente para nuevas unidades, es por ello que se usará el área de TK's donde actualmente se encuentran los TK 62 y TK 63 donde se almacena Agua cruda y agua condensada de la Desaladora, respectivamente. Este espacio cuenta con un área de 1,200 m<sup>2</sup>, el cual sería suficiente para las nuevas unidades de proceso.



**Figura B-2: Áreas de Proceso actual, nueva y modificación de área de TK's.**

**Fuente: Google Maps.**

El área a destinarse para la reubicación del área de tanques de agua de Desaladora podría ser en el área adyacente que cuenta con 1,600 m<sup>2</sup> aproximadamente.

### ANEXO C: “CÁLCULO DEL CAPITAL FIJO DE INVERSIÓN DE ISBL”

El capital fijo de inversión relacionado al ISBL fue calculado mediante la estimación de escalamiento de los 6 décimos y la actualización de costos de los índices de construcción de Plantas del “*Chemical Engineering*” mediante la siguiente ecuación:

$$C_{A,i} = C_{B,ii} * \left(\frac{Q_A}{Q_B}\right)^{0.6} * \frac{CEPCI_i}{CEPCI_{ii}}$$

Donde:  $C_{A,i}$  :Capital fijo para capacidad A del año i.

$Q_A$  : Capacidad de Procesamiento en el año i.

$CEPCI_i$  : Índice de costo del Chemical Engineering del año i.

Los datos base para el cálculo de la Unidad de Desulfurización de Diesel son los siguientes:

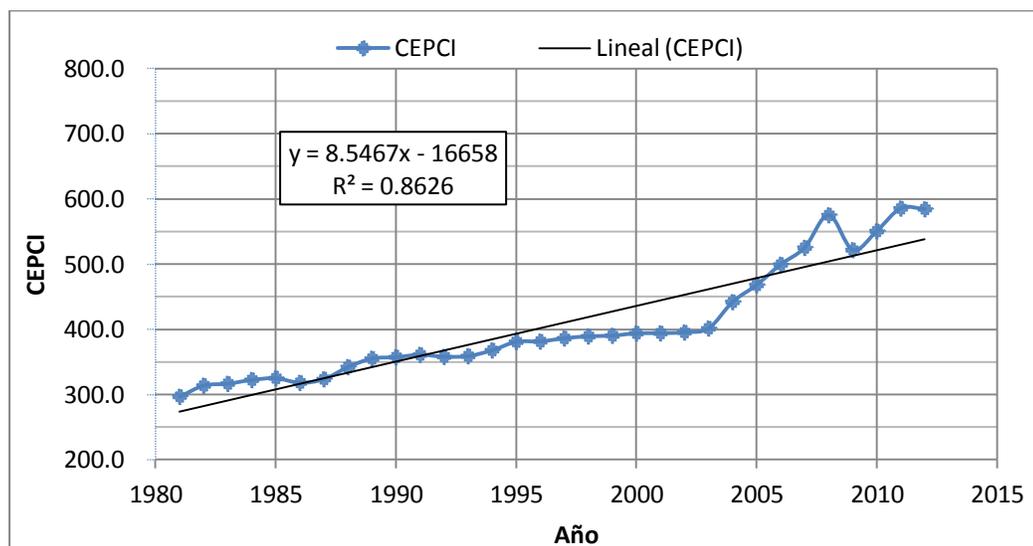
**TABLA C.1: DATOS DE INVERSIÓN ISBL BASE:**

Proceso:	Unidad	Tamaño	Costo MM\$
Desulfurización de Diesel	BPDO	20000	36.4

**Fuente: LCO UPGRADING, Thakkar, año 2004.**

La inversión de 36.4 MMUSD al año 2004, hace referencia al estudio de instalación de una Unidad de Hidrotratamiento de Diesel desarrollada por la empresa UOP en Illinois, USA.

Los datos CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) fueron obtenidos de la revista *Chemical Engineering* hasta el año 2012, los demás datos fueron tabulados de acuerdo a su curva de regresión lineal que esta mostraba desde el año 1981.



**Figura C-1: Datos CEPCI para los años 1981-2012 y su curva de regresión lineal:**

**Fuente: Chemical Engineering.**

De acuerdo a ello se obtuvo el dato de CEPCI estimado de 563.6 para el año 2015. Con ello se calculó la inversión para el proyecto en función a la capacidad de procesamiento de diseño, tal como se muestra en la Tabla C.2:

**TABLA C.2: INVERSIÓN ISBL PARA EL PROYECTO:**

Proceso:	Unidad	Tamaño	Costo MM\$
Desulfurización de Diesel	BPDO	3000	12.7

**Elaboración Propia.**

El cálculo para la inversión en la Unidad de Hidrotratamiento de Diesel y se muestra a continuación:

$$Inv_{ULSD} = 36.4 \text{ MMUSD} * \left(\frac{3,000}{20,000}\right)^{0.6} * \frac{563.6}{442.6}$$

$$Inv_{ULSD} = 12.7 \text{ MMUSD}$$

## ANEXO D: “ESQUEMA DE INGRESOS Y EGRESOS”

En este Anexo se muestra el esquema de ingresos y egresos utilizado para la Evaluación Económica del Proyecto. Como el presente proyecto consta de una implementación de nuevas unidades a la Refinería Conchán, se tendrán ingresos y egresos incrementales en función al esquema base (Escenario sin Proyecto).

Consideraciones generales:

- El costo de mano de obra anual está compuesto por el número de técnicos por su costo anual ( $CA_{TEC}$ ). El costo de mano de obra del escenario base, o sea sin proyecto se representa por  $M_{OB(B)}$ .
- El costo de supervisión anual está compuesto por el número de supervisores e ingenieros por su costo anual ( $CA_{SUP}$ ). El costo de supervisión del escenario base se representa por  $S_{UP(B)}$ .
- El costo por Servicios Auxiliares está conformado por el costo anual de servicios auxiliares relacionados a la desulfurización de Diesel ( $SA_{ULSD}$ ). El costo de servicios auxiliares del escenario base se representa mediante  $SA_B$ .
- Para los costos anuales de mantenimiento, suministro de operaciones, gastos de laboratorio, gastos generales y gastos de administración se sigue la misma terminología para el escenario con proyecto y sin proyecto.

$I_{P(ULSD)}$ : Inversión de Capital Fijo de Escenario con Proyecto.

$Q_P$ : Inversión de Capital de Trabajo de Escenario con Proyecto.

$P_{ULSD}$ : Precio de venta del ULSD (*Ultra Low Sulfur Diesel*).

$V_{PROC}$ : Volumen de ULSD procesado en Refinería Conchán.

$P_{H_2}$ : Precio de compra del Hidrógeno.

$C_{ONS.H_2}$ : Consumo de Hidrógeno de Escenario con Proyecto.

$\#_{TEC}$ : Cantidad de técnicos a contratar para el Escenario con Proyecto.

$CA_{TEC}$ : Costo Anual por cada técnico a contratar.

$M_{OB(B)}$ : Costo de Mano de Obra de Escenario Base sin Proyecto.

$\#_{SUP}$ : Cantidad de supervisores a contratar para el Escenario con Proyecto.

$CA_{SUP}$ : Costo Anual por cada supervisor a contratar.

$S_{UP(B)}$ : Costo de Supervisión de Escenario Base sin Proyecto.

$SA_{ULSD}$ : Costo por Servicios Auxiliares relacionados a la Producción de ULSD.

$SA_B$ : Costo por Servicios Auxiliares de Escenario Base sin Proyecto.

$M_P$ : Mantenimiento del Escenario con Proyecto.

$M_B$ : Mantenimiento del Escenario Base sin Proyecto.

$SUM_{(P)}$ : Suministro de Operaciones del Escenario con Proyecto.

$SUM_{(B)}$ : Suministro de Operaciones del Escenario Base sin Proyecto.

$G_{LAB(P)}$ : Gastos de Laboratorio del Escenario con Proyecto.

$G_{LAB(B)}$ : Gastos de Laboratorio del Escenario Base sin Proyecto.

$G_{CAT}$ : Gastos en Catalizadores para el Escenario con Proyecto.

$G_{GEN(P)}$ : Gastos Generales del Escenario con Proyecto.

$G_{GEN(B)}$ : Gastos Generales del Escenario Base sin Proyecto.

$G_{ADM(P)}$ : Gastos de Administración del Escenario con Proyecto.

$G_{ADM(B)}$ : Gastos de Administración del Escenario Base sin Proyecto.

$D_{EP}$ : Depreciación.

$S_{EG}$ : Seguros.

$UB$ : Utilidad Bruta.

$PT$ : Participación de los trabajadores.

$UAI$ : Utilidad antes de impuestos.

$IR$ : Impuesto a la Renta.

$UN$ : Utilidad Neta.

$FNF$ : Flujo Neto de Fondos.

TABLA D.1: ESQUEMA DE INGRESOS Y EGRESOS – ESQUEMA CON PROYECTO:

	Escenario con Proyecto	Escenario sin Proyecto	Diferencial ( $\Delta$ )
<b>Inversión:</b>			
Capital fijo	$I_P$ (ULSD)	0	$I_P$ (ULSD)
Capital de trabajo	$Q_P$	0	$Q_P$
<b>Ingresos (I):</b>			
Venta de ULSD procesado	$V_{PROC} \times P_{ULSD}$	$V_{PROC} \times P_{HSD}$	$V_{PROC} \times (P_{ULSD} - P_{HSD})$
<b>Egresos (E):</b>			
Hidrógeno	$P_{H_2} \times C_{ONS.H_2}$	0	$P_{H_2} \times C_{ONS.H_2}$
Mano de Obra	$\#_{TEC} \times CA_{TEC} + M_{OB(B)}$	$M_{OB(B)}$	$\#_{TEC} \times CA_{TEC}$
Supervisión	$\#_{SUP} \times CA_{SUP} + S_{UP(B)}$	$S_{UP(B)}$	$\#_{SUP} \times CA_{SUP}$
Servicios Auxiliares	$SA_{ULSD} + SA_B$	$SA_B$	$SA_{ULSD}$
Mantenimiento, 5% de la Inversión	$M_P + M_B$	$M_B$	$M_P$
Suministro de Operaciones, 10 % de Mantenimiento	$S_{UM(P)} + S_{UM(B)}$	$S_{UM(B)}$	$S_{UM(P)}$
Gastos de Laboratorio, 20% de Mano de Obra	$G_{LAB(P)} + G_{LAB(B)}$	$G_{LAB(B)}$	$G_{LAB(P)}$
Gasto en Catalizadores	$G_{CAT}$	0	$G_{CAT}$
Gastos generales, 50% de Mano de obra, supervisión y Mantenimiento	$G_{GEN(P)} + G_{GEN(B)}$	$G_{GEN(B)}$	$G_{GEN(P)}$
Gastos de Administración, 40% de Mano de Obra	$G_{ADM(P)} + G_{ADM(B)}$	$G_{ADM(B)}$	$G_{ADM(P)}$
Depreciación, 10% del Capital fijo			$D_{EP} = 10\% \times I_P$
Seguro, 1% del Capital fijo			$S_{EG} = 1\% I_P$
<b>Utilidad Bruta (US\$):</b>			<b><math>UB = I - E - D_{EP}</math></b>
Participación de los trabajadores (10%) (US\$)			$PT = 10\% UB$
<b>Utilidad Antes de Impuestos (US\$):</b>			<b><math>UAI = UB - PT</math></b>
Impuesto a la renta (30%) (US\$)			$IR = 30\% UAI$
<b>Utilidad Neta (US\$):</b>			<b><math>UN = UAI - IR</math></b>
<b>Flujo Neto de Fondos (US\$):</b>			<b><math>FNF = UN + D_{EP}</math></b>

Elaboración Propia.

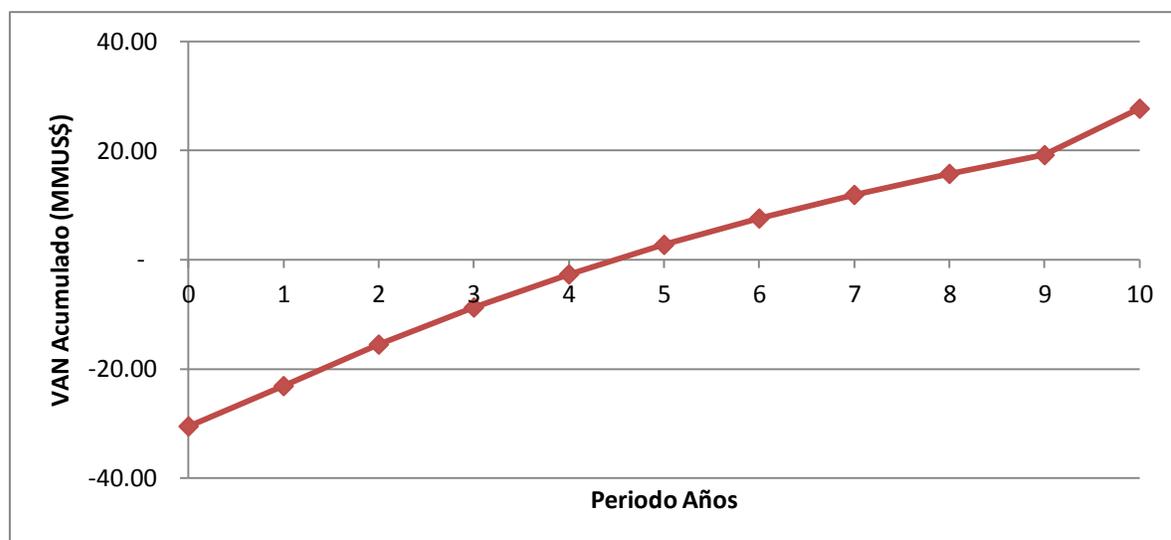
Elaboración Propia.

## ANEXO E: "EVALUACIÓN ECONÓMICA"

MMUSD	Cronología											
	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025
Año	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión												
Capital Fijo		17.04										(3.41)
Capital de Trabajo		13.44										(13.44)
Ingresos			17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45
Venta de ULSD proc.			17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45	17.45
Ahorro por MDBS			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ahorro por ULSD			-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Egresos			5.34	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32
Costos directos			3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32	3.32
Gastos fijos			1.87	1.87	1.87	1.87	1.87	1.87	1.87	1.87	1.87	1.87
Gastos generales			0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
Gastos de Adm.			0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Depreciación			1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70
Utilidad Bruta antes de P. Trab:			10.41	12.43	12.43	12.43	12.43	12.43	12.43	12.43	12.43	12.43
Utilidades al Personal:			1.04	1.24	1.24	1.24	1.24	1.24	1.24	1.24	1.24	1.24
Utilidad antes de Impuesto:			9.37	11.19	11.19	11.19	11.19	11.19	11.19	11.19	11.19	11.19
Impuesto a la Renta:			2.81	3.36	3.36	3.36	3.36	3.36	3.36	3.36	3.36	3.36
Utilidad Neta:			6.56	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83
Depreciación			1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70
Flujo Neto de Fondos:		(30.48)	8.26	9.54	9.54	9.54	9.54	9.54	9.54	9.54	9.54	26.38
Flujo año actualizado		(30.48)	7.38	7.60	6.79	6.06	5.41	4.83	4.31	3.85	3.44	8.49
Flujo Acumulado			(23.10)	(15.50)	(8.71)	(2.65)	2.76	7.59	11.90	15.75	19.19	27.68
VAN			27.68									

Tasa de Corte:	12%
TIR	29.17%
VAN	27.68
PAY OUT	4 AÑOS 6 MESES

El esquema propuesto de la presente Tesis recupera su Inversión a los 4 años y 6 meses, de acuerdo a la Figura E-1:



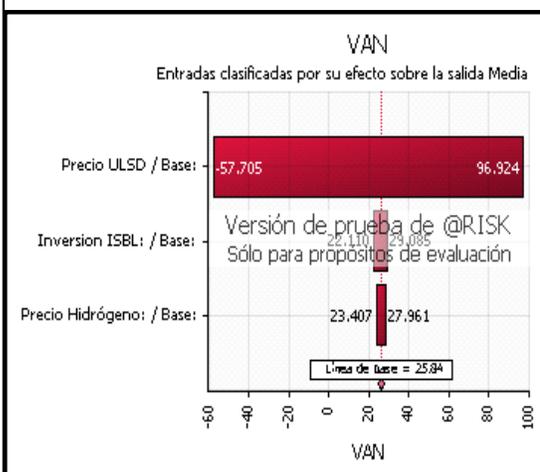
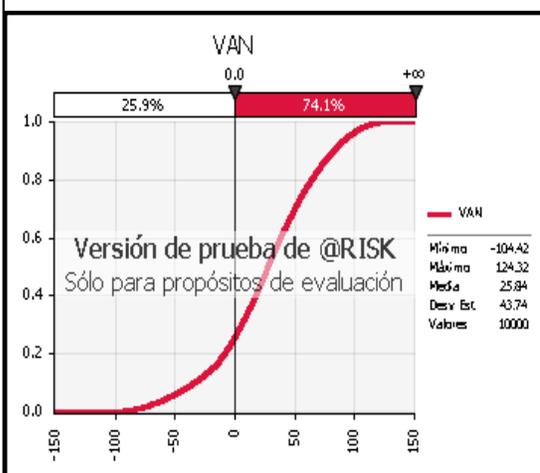
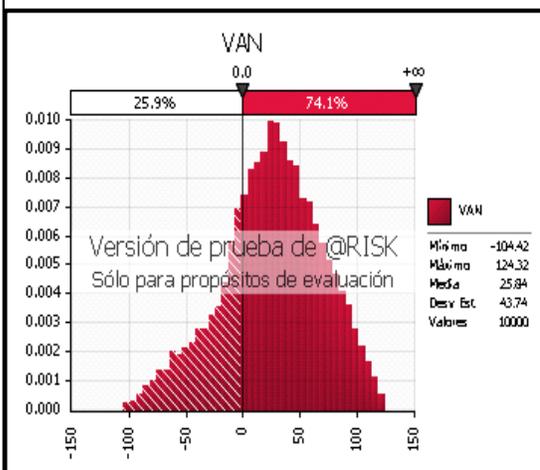
**Figura E-1: Tiempo de recupero de la inversión-Escenario con Proyecto**  
Elaboración Propia.

## ANEXO F: “ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD”

### Informe @RISK Salida para VAN

Ejecutado por: Carlos Márquez Q.

Fecha: Jueves, 08 de Enero de 2015 10:43:06 a.m.



#### Información de resumen de simulación

Nombre de libro de trabajo	HDS Tesis - 2013.xlsx
Número de simulaciones	1
Número de iteraciones	10000
Número de entradas	3
Número de salidas	1
Tipo de muestreo	Latino Hipercúbico
Tiempo de inicio de simulación	08/01/2015 10:42
Duración de simulación	00:00:22
Generador de # aleatorio	Mersenne Twister
Semilla aleatoria	594371050

#### Estadísticos resumen para VAN

Estadísticos	Valor	Percentil	Valor
Mínimo	-104.42	5%	-55.38
Máximo	124.32	10%	-34.25
Media	25.84	15%	-18.69
Desv Est	43.74	20%	-8.64
Varianza	1913.400612	25%	-1.23
Índice de sesgo	-0.304391543	30%	5.27
Curtosis	2.800511586	35%	11.62
Mediana	27.64	40%	17.14
Moda	28.06	45%	22.61
X izquierda	-55.38	50%	27.64
P izquierda	5%	55%	32.75
X derecha	95.01	60%	38.11
P derecha	95%	65%	43.89
Diff X	150.39	70%	49.89
Diff P	90%	75%	56.74
#Errores	0	80%	64.19
Filtro mín	Apagado	85%	72.43
Filtro máx	Apagado	90%	82.39
#Filtrado	0	95%	95.01

#### Cambio en la estadística de salida de VAN

Jerarquía	Nombre	Inferior	Superior
1	Precio ULSD:	-57.70	96.92
2	Inversion ISBL:	22.11	29.09
3	Precio H2:	23.41	27.96

La simulación de Montecarlo de 10,000 iteraciones aplicada al VAN del esquema propuesto se realizó en el software @risk, de acuerdo a ello se aprecia que se cuenta con una probabilidad del 74.0% de que el VAN del proyecto sea positivo.

En la segunda Tabla: "Resumen Estadístico para VAN" se aprecia las probabilidades relacionadas con el VAN objetivo. Por ejemplo: para un VAN de 64 MMUSD se tiene una probabilidad acumulada de 80%, es decir el proyecto tiene una probabilidad del 20% de que su VAN sea mayor a 64 MMUSD.

Adicional a ello, se verifica lo indicado en la Figura 5-3, donde se menciona que el precio del ULSD tiene un gran impacto sobre la rentabilidad del proyecto, mientras que las variables de Inversión ISBL y Precio del Hidrógeno afectan muy poco.